

Министерство образования и науки Украины
Сумский государственный университет

На правах рукописи

АЛЬ ХАЙЯТ МОХАММЕД НАДИМ КАСИМ

УДК 66.021.3:533.694.73(043.5)

**МАССООБМЕННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ
ВИХРЕВЫХ ПРОТИВОТОЧНЫХ АППАРАТОВ**

Специальность 05.17.08 – процессы и оборудование химической технологии

Диссертация

на соискание ученой степени кандидата технических наук

Научный руководитель –
доктор технических наук, профессор
Склабинский Всеволод Иванович

Сумы – 2015

ПЕРЕЧЕНЬ УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ, СИМВОЛОВ, СОКРАЩЕНИЙ И ТЕРМИНОВ	5
ВВЕДЕНИЕ.....	9
РАЗДЕЛ 1. ЛИТЕРАТУРНЫЙ ОБЗОР И ВЫБОР НАПРАВЛЕНИЙ ИССЛЕДОВАНИЙ.....	15
1.1. Конструктивное оформление полых вихревых аппаратов.....	15
1.2. Основные способы интенсификации массообменных процессов в распыливающих массообменных аппаратах.....	23
1.3. Особенности двухфазного течения в вихревых массообменных аппаратах.....	27
1.4. Распыление жидкости в рабочей камере ВРПМА и влияние этого процесса на эффективность массообмена.....	36
Выводы к разделу 1 и постановка задачи исследований.....	39
РАЗДЕЛ 2. ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ИССЛЕДОВАНИЯ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ В ВИХРЕВЫХ РАСПЫЛИВАЮЩИХ ПРОТИВОТОЧНЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТАХ (ВРПМА).....	41
2.1. Основные массообменные характеристики ВРПМА.....	41
2.2. Методы расчета коэффициентов переноса в каплях и пленке жидкости	44
2.3. Разработка физической модели движения газокапельных потоков в рабочей камере вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата (ВРПМА).....	61
2.3.1. Формирование межфазной поверхности.....	61
2.3.2. Определение размера капель распыляемой жидкости.....	64
2.3.3. Турбулизация циркуляционных потоков в каплях жидкости	67
2.3.4. Влияние свойств сред на эффективность массообмена.....	72
2.3.5. Влияние противоточного движения капель и газа (пара) на эффективность массообмена.....	73

2.3.6. Влияние конструктивных особенностей ВРПМА на движение потоков и массообменные характеристики ВРПМА.....	75
2.3.7. Математическое описание влияния гидродинамики газокапельного потока в рабочей камере ВРПМА на массообменные процессы.....	76
2.4. Интенсификация массообмена в аппаратах производства кальцинированной соды.....	79
Выводы к разделу 2.....	99
РАЗДЕЛ 3. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ	
ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ВРПМА.....	
3.1. Описание экспериментальной установки.....	100
3.2. Методика экспериментального определения гидравлического сопротивления.....	106
3.3. Результаты экспериментальных исследований гидродинамических показателей ВРПМА.....	110
3.4. Экспериментальное определение брызгоуноса.....	112
3.5. Определение ошибок экспериментальных исследований характеристик ВРПМА.....	119
Выводы к разделу 3.....	122
РАЗДЕЛ 4. ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ	
МАССООБМЕННЫХ ХАРАКТЕРИСТИК ВИХРЕВЫХ	
РАСПЫЛИВАЮЩИХ ПРОТИВОТОЧНЫХ МАССООБМЕННЫХ	
АППАРАТОВ (ВРПМА).....	
4.1. Конструкция и принцип действия экспериментального стенда для исследования массоотдачи.....	124
4.2. Методика проведения исследований по определению кинетических закономерностей массоотдачи.....	126
4.3. Методика проведения исследований ВРПМА в процессе ректификации.....	129
4.4. Результаты экспериментальных исследований массообменных характеристик ВРПМА в процессе десорбции.....	133

4.5. Результаты исследований массообменных характеристик ВРПМА в процессе ректификации.....	136
4.6. Расчет массообменных характеристик ВРПМА.....	141
Выводы к разделу 4.....	143
РАЗДЕЛ 5. РЕКОМЕНДАЦИИ ПО ПРОЕКТИРОВАНИЮ И РАСЧЕТУ ВИХРЕВЫХ РАСПЫЛИВАЮЩИХ ПРОТИВОТОЧНЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ.....	144
5.1. Обоснование целесообразности применения вихревых противоточных массообменных аппаратов.....	144
5.2. Выбор конструкции вихревого аппарата.....	149
5.3. Расчет основных геометрических размеров ВРПМА.....	152
Выводы к разделу 5.....	155
РАЗДЕЛ 6. РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СХЕМ И ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ ДЛЯ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ НА БАЗЕ ВРПМА.....	156
6.1. Разработка вихревого промывателя газа колонн для санитарной очистки газовых выбросов от аммиака в производстве кальцинированной соды.....	156
6.2. Очистка промышленных газовых выбросов от паров легколетучих органических растворителей в аппаратах вихревого типа.....	170
6.3. Очистка газовых выбросов производства синтетического аммиака.....	172
6.4. Очистка воздуха производственных помещений от паров аммиака.....	175
6.5. Очистка газовых выбросов от сернистого ангидрида.....	176
6.6. Очистка газовых выбросов от окислов азота.....	179
6.7. Очистка газовых выбросов от двуокиси углерода.....	180
Выводы к разделу 6.....	182
ВЫВОДЫ.....	184
СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ.....	187
ПРИЛОЖЕНИЯ.....	209

ПЕРЕЧЕНЬ УСЛОВНЫХ ОБОЗНАЧЕНИЙ, СИМВОЛОВ, СОКРАЩЕНИЙ И ТЕРМИНОВ

Re – критерий Рейнольдса;

Pr – критерий Прандтля;

Ar – критерий Архимеда;

Nu – критерий Нуссельта;

M_g – количество вещества, перешедшего из одной фазы в другую за единицу времени;

M_z – момент количества движения газового потока;

M'_z – момент количества движения газового потока при наличии жидкости;

M_g – момент количества движения жидкой фазы;

M_p – момент, воспринимаемый "вертушкой";

k – коэффициент массопередачи;

F – межфазная поверхность;

F_{ax} – площадь входных тангенциальных щелей;

F_c – центробежная сила;

F_s – сила сопротивления;

F_p – усилие, воспринимаемое динамометром;

Δ – движущая сила процесса;

r_g – радиус "квазитвердого вращения";

V – окружная скорость газа;

V_r – радиальная скорость газа;

V_z – осевая скорость газа;

V_{z_2} – осевая скорость газа в патрубке для отвода газа из рабочей камеры;

V_{r_1} – радиальная скорость газа на входе в рабочую камеру;

V_{r_2} – радиальная скорость газа в сечении R_2 ;

$V_{отн}$ – относительная скорость движения жидкости в газовой среде;

$V_{вх}$ – скорость газа в тангенциальных щелях;

V – объем;

V_{φ}^* – окружная скорость газа при наличии жидкости;

ΔV_{φ} – относительная окружная скорость газа;

$V_{\varphi\delta}$ – окружная скорость газа в диффузоре;

r – текущее значение радиуса;

n – показатель степени;

R – радиус капель;

R_2 – радиус отверстия для выхода газа из камеры;

R_l, R_k – радиус вихревой камеры;

R_p – радиус, на котором происходит распыл;

ξ – коэффициент сопротивления "сухой" вихревой камеры;

ξ^* – коэффициент сопротивления вихревой камеры при наличии жидкой фазы;

ΔP – потери энергии в камере;

P_n – полное давление;

$P_{ст}$ – статическое давление;

$P_{вх}$ – энергия газового потока на входе в рабочую камеру;

$P_{э.д}$ – энергия газового потока на входе в диффузор;

a_n – потери энергии в аппарате;

P_3 – давление на выходе из диффузора;

P_2 – энергия потока на выходе из камеры;

$\rho_{г}$ – плотность газа;

ρ_{\bullet} – плотность жидкости;

$\mu_{г}$ – коэффициент динамической вязкости газа;

L – массовый расход жидкости;

$L_{вх}$ – массовый расход жидкости, подающейся в аппарат;

$L_{вых}$ – массовый расход жидкости, отводящейся из аппарата;

$L_{ун}$ – массовый расход жидкости, уносящейся потоком газа;

ΔL – относительная величина брызгоуноса;

- G – массовый расход газа;
 Q_g – объемный расход газа;
 Q_l – объемный расход жидкости;
 N_x, N_y – число единиц переноса по жидкой и газовой фазам;
 W_φ, W_r – окружная и радиальная скорости жидкости;
 d_c – диаметр отверстия сопла;
 d_k – диаметр капли жидкости;
 Re – число Рейнольдса;
 σ – коэффициент поверхностного натяжения;
 μ_g – коэффициент динамической вязкости жидкости;
 ψ – коэффициент сопротивления капли жидкости;
 m – масса выделенного объема;
 t – время;
 We – критерий Вебера;
 ν – коэффициент кинематической вязкости;
 ε – коэффициент вязкости турбулентного потока;
 ε^* – эмпирическая константа;
 C_1, C_2, C_3 – постоянные интегрирования;
 ω – угловая скорость вращения;
 n_l – количество лопастей;
 N – число единиц переноса;
 N_p – мощность, расходуемая на распыление;
 $N_{щ}$ – количество тангенциальных щелей;
 D_k – диаметр вихревой массообменной камеры;
 D_2 – диаметр патрубка отвода газа из камеры;
 $S_{щ}$ – площадь тангенциальной щели;
 S – площадь поверхности капли;
 $h_{щ}$ – ширина тангенциальной щели;
 E – коэффициент эффективности;

y_n – начальная концентрация;

y_k – конечная концентрация;

y_p – равновесная концентрация;

W_A – количество компонента "А";

y, x – коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах;

x_1, x_2 – концентрации компонента в жидкой фазе на входе и выходе из аппарата.

ВВЕДЕНИЕ

Актуальность темы. В нефтеперерабатывающей, химической и других отраслях промышленности для процессов разделения широко используются разнообразные конструкции массообменного оборудования. От эффективности работы такого типа оборудования зависят качество самой продукции и энергозатраты на ее производство.

В качестве массообменных аппаратов, как правило, применяется традиционное оборудование барботажного и насадочного типов. Однако такое оборудование допускает устойчивую работу только при низких скоростях газовой фазы, обычно не превышающих 2–2,5 м/с, что при высокой производительности обуславливает либо большие габаритные размеры аппаратов, сложность их монтажа и транспортировки, снижение эффективности из-за неравномерности распределения фаз в поперечном сечении, либо приводит к необходимости использования большого количества параллельно работающих аппаратов.

Указанных проблем можно избежать при использовании массообменной техники, работающей в интенсивных режимах развитой турбулентности с высокими относительными скоростями потоков газа и жидкости и малым временем пребывания обрабатываемых фаз в рабочей зоне аппарата. К таким аппаратам относят аппараты вихревого типа, устойчиво работающие при скоростях газа до 30 м/с, имеющие малые габаритные размеры и широкий спектр применения.

В них возможно значительно ускорить массообмен за счет турбулизации течений, распыления жидкости на капли, имеющие малые размеры, что увеличивает поверхность массообмена. Такие подходы позволяют ускорить массообмен и уменьшить затраты на производство и эксплуатацию оборудования.

Однако применение вихревых аппаратов для массообменных процессов сдерживается отсутствием надежных научно обоснованных методик расчета.

Диссертационная работа посвящена теоретическому обоснованию и экспериментальным исследованиям вихревых потоков, совершенствованию методов расчета процессов массопередачи в вихревых распыливающих противоточных массообменных аппаратах и формулировке рекомендаций по проектированию и выбору параметров работы таких аппаратов.

Связь работы с научными программами, планами, темами.

Диссертационная работа отвечает тематическому плану научно-исследовательских работ, запланированных на кафедре «Процессы и оборудование химических и нефтеперерабатывающих производств» (ПОХНП) Сумского государственного университета, и проводилась в соответствии с темой «Дослідження гідродинамічних та масотеплообмінних характеристик пристроїв з вихровими та високотурбулізованими одно- та двофазними потоками» (номер государственной регистрации 0110U002632).

Цель и задачи исследования

Цель работы заключалась в теоретическом и экспериментальном исследовании процесса массообмена в полых противоточных вихревых аппаратах, определении влияния гидродинамических, конструктивных и технологических параметров на эффективность массообменных процессов в вихревой массообменной камере ВРПМА в режиме противоточного движения фаз и создания на их основе научно обоснованных методов расчета вихревых аппаратов.

Для достижения поставленной цели последовательно решались следующие задачи:

– проведен анализ известных способов массообмена в вихревых потоках газа (пара) и жидкости и разработаны методы воздействия и формирования устойчивого противоточного вихревого газожидкостного потока для интенсификации массообменных процессов, протекающих в рабочей области вихревой массообменной камеры;

– экспериментально исследованы процессы массообмена в аппаратах ВРПМА;

– проведена апробация и разработаны рекомендации по проектированию и внедрению вихревых распыливающих противоточных массообменных аппаратов в промышленную практику с целью максимальной интенсификации массообмена в единице объема вихревой массообменной камеры ВРПМА;

– усовершенствована инженерная методика расчета массообменных характеристик ВРПМА и даны рекомендации по проектированию аппаратов.

Объектом исследования является процесс влияния конструктивных и режимных параметров противоточного движения вихревых потоков газа и капель жидкости на эффективность массопередачи в вихревых аппаратах.

Предмет исследования – гидродинамические и конструктивные параметры, влияющие на процесс массообмена и его характеристики в аппарате ВРПМА.

Методы исследования. Математическое моделирование проводилось на базе классических положений теории массообмена. Физический эксперимент проведен путем экспериментальных исследований стендового образца ВРПМА на базе использования математического аппарата планирования эксперимента и математической статистики. В процессе экспериментального исследования использовались методы визуального наблюдения, а также методы инструментальных измерений для определения необходимых величин. Обработка результатов экспериментов, сравнение с теоретическими моделями и определение погрешностей проведены с помощью методов математической статистики.

Адекватность полученных результатов подтверждается использованием фундаментальных законов гидродинамики, тепло- и массообмена и общепринятых методов экспериментального исследования, а также хорошим совпадением полученных в работе расчетных и экспериментальных данных.

Научная новизна полученных результатов состоит в определении условий эффективной работы ВРПМА на базе комплексных теоретических, практических и экспериментальных исследований, а именно:

– по результатам экспериментальных исследования впервые получены массообменные характеристики для различных режимов работы ВРПМА при входных скоростях в вихревую камеру от 9,2 до 23,8 м/с;

– получены эмпирические зависимости, которые позволяют прогнозировать изменение эффективности массообменных процессов от расхода газа в аппарате в пределах от 0,06 до 0,306 м³/с;

– впервые определено влияние режимов работы ВРПМА с соотношением нагрузок по жидкой и газовой фазам в пределах 0,05 ... 0,4 на интенсивность брызгоуноса и воздействие этого процесса на эффективность работы ВРПМА.

– уточнена критериальная зависимость, которая описывает массоотдачу между турбулентным потоком газа и каплями диспергированной жидкости, позволяющая определить влияние на гидродинамические и массообменные характеристики соотношение основных геометрических размеров (диаметра и высоты) вихревой камеры.

Практическое значение полученных результатов

Обоснована целесообразность использования полых вихревых аппаратов для проведения процессов ректификации, абсорбции, десорбции. Предложена схема очистки технологических газов от аммиака в производстве соды с применением полых вихревых аппаратов. Предложены схемы очистки промышленных газовых выбросов от паров органических растворителей, паров аммиака, сернистого ангидрида, окислов азота, двуокиси углерода с применением конструкций ВРПМА.

На основе теоретических и экспериментальных исследований разработана уточненная методика расчета параметров ВРПМА, позволяющая рассчитывать гидродинамические, конструктивные и массообменные характеристики и конструировать высокоэффективные вихревые распыливающие противоточные массообменные аппараты.

Определены пути повышения эффективности массообмена в ВРПМА и предложены направления развития и усовершенствования новых конструкций ВРПМА.

Результаты работы были использованы при расчете вихревых распылительных противоточных массообменных аппаратов Центром исследования и развития нефтяной промышленности (PRDC) (Ирак, г. Багдад).

Результаты работы внедрены для использования в ГУ «НИОХИМ» в виде технико-коммерческого предложения использования вихревых распылительных противоточных массообменных аппаратов в производстве кальцинированной соды в качестве абсорбентов технологических жидкостей.

Личный вклад соискателя. Личный вклад соискателя состоит в критическом анализе литературных источников, разработке экспериментального оборудования, проведении физического и математического моделирования исследуемых процессов, в выборе и апробации методик экспериментальных исследований массообменных и гидродинамических характеристик газожидкостного потока в рабочей вихревой камере ВРПМА, обобщении полученных результатов. Обсуждение и анализ полученных результатов выполнены вместе с научным руководителем. Личный вклад автора в научных работах, опубликованных в соавторстве, приведен в списке работ по теме диссертации.

Апробация результатов диссертации. Основные положения и результаты диссертационной работы докладывались и обсуждались на:

- First Scientific Conference on Modern Technologies in Oil & Gas Refining (г. Багдад, Ирак, 2011 г.);
- I Всеукраинской научно-технической конференции «Химическая технология: наука и производство» (г. Шостка, Украина, 2011 г.);
- научно-технической конференции преподавателей, сотрудников, аспирантов и студентов инженерного факультета Сумского государственного университета секция «Химическая технология и инженерия» (г. Сумы,

Украина, 2011, 2012 г.);

- 14-й Всеукраинской научно-практической конференции «Інноваційний потенціал української науки – ХХІ сторіччя» (г. Запорожье, Украина, 2012 г.);

- Международной научно-технической конференции «Технология – 2012» (г. Северодонецк, Украина, 2012 г.);

- Международной научно-технической конференции «Проблемы и перспективы развития нефтегазового комплекса» (г. Полтава, Украина, 2012 г.).

Публикации. Основные результаты диссертационной работы опубликованы в 13 научных работах, из них 7 статей – в научных журналах, одна из них – в специализированном зарубежном издании, 6 публикаций тезисов докладов – в материалах и работах конференций.

Структура и объем диссертации. Диссертационная работа состоит из введения, шести разделов, выводов, списка использованных источников из 209 наименований на 22 с., приложений на 8 с. Полный объем диссертации составляет 217 страницы, среди которых 7 таблиц, 57 иллюстраций.

РАЗДЕЛ 1

ОБЗОР ЛИТЕРАТУРЫ И ВЫБОР НАПРАВЛЕНИЙ ИССЛЕДОВАНИЙ

1.1. Конструктивное оформление полых вихревых аппаратов

Основным требованием, предъявляемым к аппаратурному оформлению ряда промышленных массообменных процессов является высокая пропускная способность оборудования по газу. Традиционное тепломассообменное оборудование насадочного, барботажного и распыливающего типов работает при низких скоростях газовой фазы, как правило, не превышающих 2 м/с, что обуславливает либо низкую производительность аппаратов при стандартных габаритных размерах, либо чрезвычайно большие их габариты при высоких значениях производительности.

Указанная проблема решается путем применения аппаратов вихревого типа. Противоточное движение фаз в сочетании с центробежной сепарацией жидкости в указанных аппаратах убирает ограничение на предельно допустимую скорость газа и позволяет проводить процессы при средних скоростях газа, достигающих 10–40 м/с. Высокая пропускная способность вихревых аппаратов по газу определяет их малые габаритные размеры. Кроме того, к плюсам аппаратов можно отнести малую металлоемкость, небольшие удельные энергетические затраты, устойчивость работы в широком диапазоне нагрузок по жидкости и газу, простоту изготовления.

Разработка и исследование вихревых массообменных аппаратов начаты около четырех десятилетий назад. За этот период накоплено значительное количество научных и технических материалов [1–9], однако теоретическое и экспериментальное исследования процессов, протекающих в вихревых аппаратах, еще далеки от своего завершения, с чем связано их ограниченное применение в промышленности. В настоящее время разработаны различные варианты вихревых аппаратов, которые можно разделить на два основных

типа: многоступенчатые и полые. Многоступенчатые вихревые аппараты представляют собой тепломассообменную колонну с контактными ступенями [1–3].

Наряду с многоступенчатыми вихревыми аппаратами известно большое количество одноступенчатых конструкций полых вихревых аппаратов [10–22], некоторые из которых схематически показаны на рис. 1.1. Такие полые вихревые аппараты характеризуются отсутствием контактных ступеней. Жидкость подается в аппарат непрерывно по всей его высоте, что позволяет увеличить относительный объем зоны контакта. В то время как в многоступенчатых аппаратах массообмен протекает лишь внутри контактных элементов, в полых аппаратах контакт жидкости с газом осуществляется во всем объеме аппарата. В связи с этим полые аппараты обладают наименьшими габаритными размерами и гидравлическим сопротивлением.

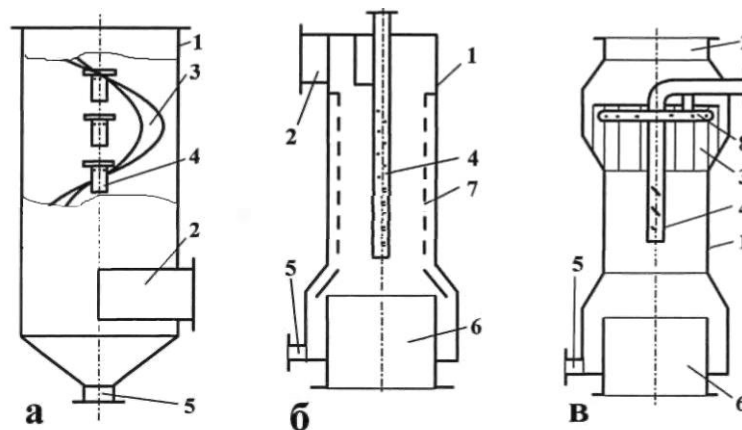


Рис. 1.1. Конструкции полых вихревых аппаратов:

- 1 – корпус; 2 – патрубок входа газа; 3 – завихритель; 4 – узел ввода жидкости; 5 – патрубок отвода жидкости; 6 – выход газа; 7 – сепарационная сетка; 8 – коллектор

Поток газа с высокой скоростью в полном вихревом аппарате, проходит через завихритель, приобретает вращательно-поступательное движение. Поступающая в аппарат жидкость дробится высокоскоростным потоком газа на капли, образуя объемный факел распыла, заполняющий всю внутреннюю область аппарата. Под воздействием центробежной силы капли жидкости

двигаются к периферии аппарата и осаждаются на его стенке, образуют жидкую пленку, которая стекает по стенке отводится из аппарата.

Поиск новых направлений использования вихревых потоков в массообменной технике не ограничивается областью проточных аппаратов. Примером конструкции противоточного вихревого аппарата может служить установка, описанная в [23].

В этом устройстве (рис. 1.2) газ, который подается через патрубки, движется по системе каналов ротора. Жидкость подается через распылитель, который вращается в одном направлении с ротором, разбрызгивается, и в виде тонкой пленки, под действием центробежной силы, движется к периферии по каналам ротора, которые образованы рядом горизонтальных пластин. В таком аппарате осуществлено противоточное вихревое движение газа и пленки жидкости, что приводит к уменьшению межфазной поверхности в сравнении с распыливающими аппаратами.

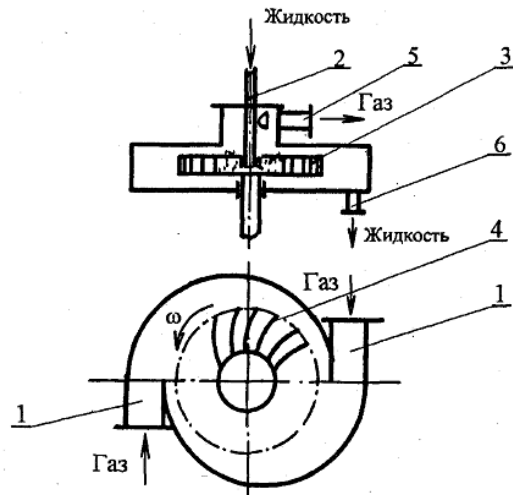


Рис. 1.2. Промывное и абсорбционное устройство для газа:

- 1 – патрубок; 2 – распылитель; 3 – ротор; 4 – пластины; 5 – патрубок;
6 – патрубок отвода жидкости

Существует большое количество самых разнообразных конструкций массообменных аппаратов, в которых реализуется распыление жидкости и вихревое движение газа. Но, несмотря на это ограниченное распространение

получили аппараты, в которых обеспечивается именно противоточное движение микрокапель жидкости в вихревом газовом потоке вдоль радиуса массообменной камеры..

Впервые мысль о возможности создания противоточного движения закрученного газового потока и микрокапель жидкости в массообменных аппаратах высказал в своих работах Б. Г. Холин [24, 25].

На основании теоретического анализа условий, необходимых для противоточного движения, им были сформулированы основные принципы создания противоточных вихревых распыливающих массообменных аппаратов.

Таким образом, были разработаны предпосылки для создания способа и вихревого аппарата, в котором реализуется противоточное вихревое движение фаз в зоне контакта.

Рассматривая работу вихревых и распыливающих массообменных аппаратов можно определить основные гидродинамические процессы, знание физической сущности которых даст возможность влиять на эффективность массообмена [26].

1. Движение закрученного потока газа в вихревой камере. Необходимо знание закона изменения скоростей газового потока вдоль радиуса вихревой массообменной камеры распыливающего аппарата.

2 Влияние наличия жидкой фазы на гидродинамику закрученного потока газа. Распыление струй жидкости, которые вводятся в газовый поток, происходит за счет энергии газа. Газовый поток втягивает капли жидкости во вращательное движение. Все эти факторы должны приводить к перераспределению энергетических показателей между газом и потоком капель жидкости. В свою очередь, снижение скоростей газового потока должно приводить к увеличению размера капель распыляющейся жидкости. Знание взаимного влияния потоков друг на друга необходимо для расчета их гидродинамических параметров.

3. Распыление струй жидкости при больших относительных скоростях

фаз В связи с тем, что дисперсность, то есть размеры капель жидкости, которая распыляется, зависит от разности скоростей жидкой и газовой фаз в области распыла, необходимо уметь определять зону наибольших скоростей газового потока и правильно определять параметры распылителя.

4. Противоточное вихревое движение микрокапель жидкости и газа. В противоточном аппарате необходимо обеспечить движение капель жидкости от центра к периферии вихревой рабочей камеры под действием центробежных сил. Для этого следует правильно выбирать соотношение между массовыми и аэродинамическими силами, которые действуют на капли.

5. Влияние гидродинамических параметров вихревого потока газа на интенсивность внутренних циркуляционных течений в каплях. Интенсификация внутренних циркуляционных течений в каплях приводит к ускорению обновления межфазной поверхности и положительно влияет на массообменные процессы.

6. Торцовый эффект, связанный с движением пленки жидкости, под действием перепада давления к центру по торцовым крышкам массообменной камеры [27].

В определенной мере данные вопросы рассмотрены в работах [24–26].

Конструктивно в полых вихревых аппаратах могут быть использованы различные типы завихрителей газа (рис. 1.3).

Основными геометрическими параметрами завихрителей являются относительное сечение, степень перекрытия и степень закрутки потока, расчетные зависимости для которых приведены в работах [28, 29].

Закрутка газового потока в полых вихревых аппаратах может осуществляться любым типом завихрителей. Однако использование завихрителей тангенциально-лопаточного типа является более предпочтительной, так как позволяет в большем диапазоне варьировать степень закрутки потока.

Подвод жидкости в рабочую зону полых аппаратов удобнее производить

из приосевой зоны аппарата. В этом случае капельный поток перекрывает все поперечное сечение аппарата. Периферийная подача жидкости требует установки большого количества распыливающих устройств с разветвленной сетью трубопроводов.

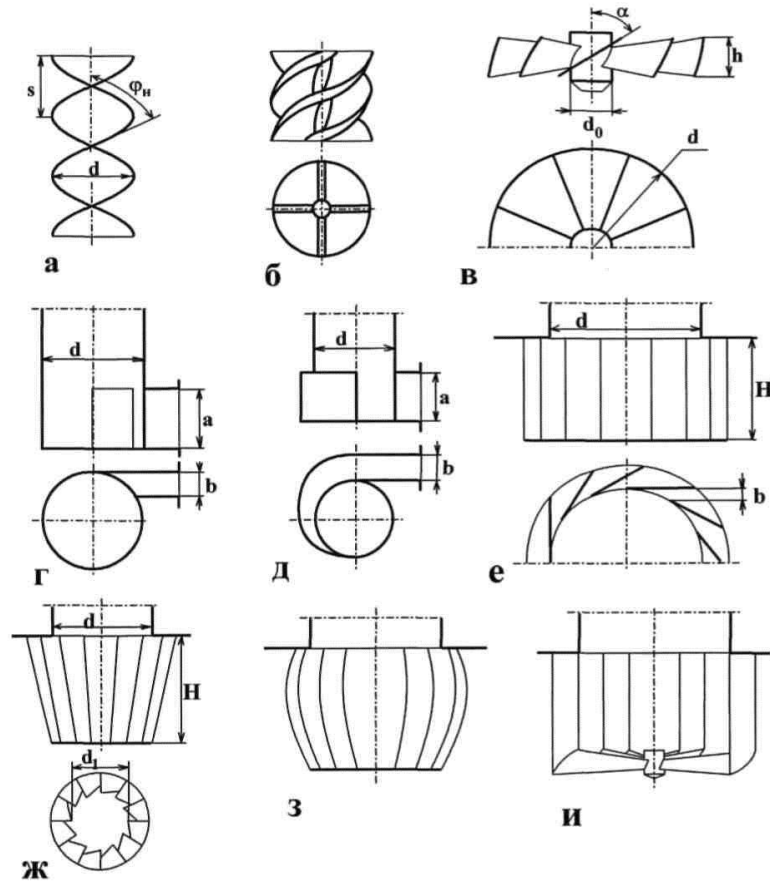


Рис. 1.3. Завихрители газа: а – спиральная лента; б – винтовая вставка; в – аксиально-лопаточный; г – тангенциальный; д – улиточный; е, з – тангенциально-лопаточные; ж – конический; и – комбинированный

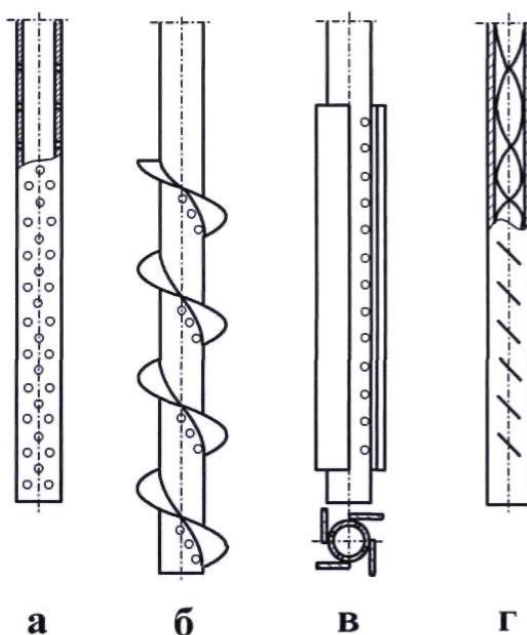


Рис. 1.4. Конструкции трубчатых оросителей полых вихревых аппаратов

Для подвода жидкости из приосевой зоны аппарата могут использоваться распределенные по высоте форсунки, распылители типа сопло-диск [14] или трубчатые оросители [16, 30-32]. При использовании отдельных форсунок в аппарате создаются капельные завесы, тогда как использование трубчатых оросителей, некоторые конструкции которых представлены на рис. 1.4., позволяет создать объемный факел распыла, заполняющего всю рабочую зону полого вихревого аппарата. Для увеличения объема зоны взаимодействия жидкости и газа часть жидкости может подаваться непосредственно в тангенциальной патрубке [33] или во внутреннюю область тангенциально-лопаточного завихрителя [34]. Известно, что при подаче небольшого количества жидкости в тангенциально-лопаточный завихритель его гидравлическое сопротивление резко снижается.

Современные конструкции направляющих устройств противоточных вихревых аппаратов показаны на рис. 1.5.

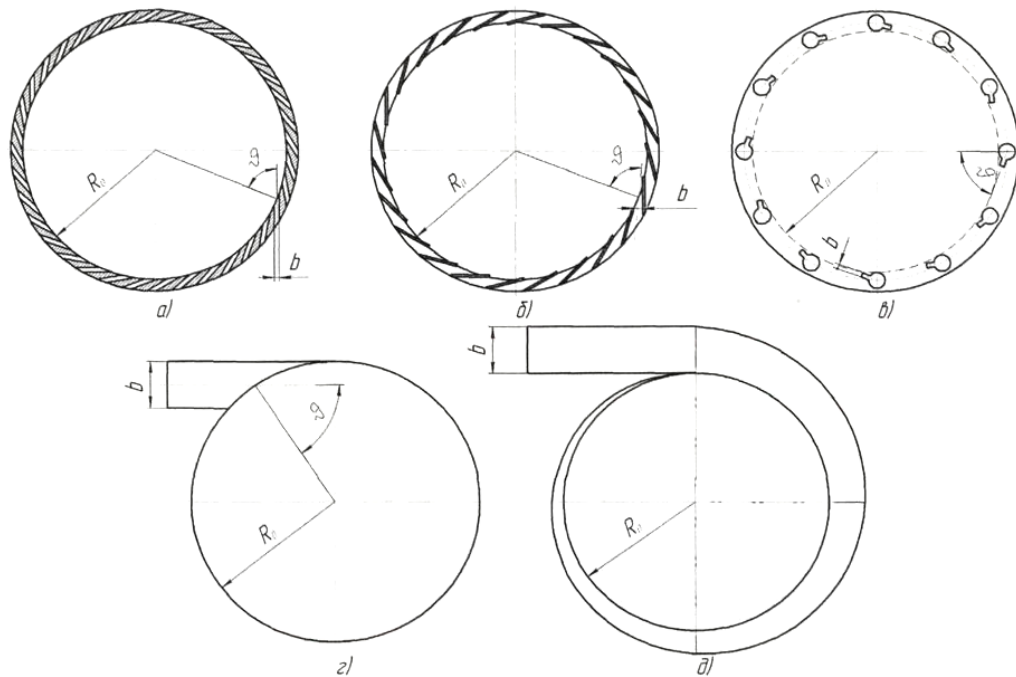


Рис. 1.5. Принципиальные конструкции направляющего устройства вихревого аппарата: а) щелевой направляющий аппарат; б) лопаточный направляющий аппарат; в) струйный направляющий аппарат; г) цилиндрический корпус с тангенциальным патрубком; д) улиточный корпус

Как показали экспериментальные исследования авторов работ [35, 36], для закручивания потоков предпочтительнее использовать лопаточные направляющие аппараты, так как они являются более технологичными в изготовлении, имеют более низкие коэффициенты сопротивления и обеспечивают равномерную подачу потока.

Корпус вихревого аппарата часто делают с тангенциальным патрубком (рис. 1.5 г) или улиточным, выполненным по спирали Архимеда (рис. 1.5 д).

В общем случае вихревой аппарат - это устройство, состоящее из корпуса (часто улиточный), между верхней и нижней торцевыми крышками которого размещается завихритель, придающий вращательное движение поступающему внутрь потоку.

К недостаткам вихревых аппаратов можно отнести следующие:

– из-за высоких скоростей время пребывания газа в полых вихревых

аппаратах сравнительно невелико;

– полые аппараты не могут эффективно работать при высоких значениях соотношений массовых расходов жидкости и газа из-за значительной раскрутки потока и увеличения степени уноса жидкой фазы.

Применение вихревых конструкций эффективно также для абсорбционной очистки газов от вредных примесей [37–40], например, при улавливании формальдегида и метанола [41], абсорбции оксидов азота [42]. ВРПМА может быть использован как контактный теплообменный аппарат, для охлаждения воздуха (воздушно испарительные кондиционеры), для утилизации теплоты отходящих газов ТЭЦ (контактный экономайзер), для охлаждения воды (градирни) [43]. Вихревые аппараты различных конструкций показали высокую эффективность при абсорбции вредных примесей в технологии плазменного пиролиза жидких отходов [44, 45]. Также они могут быть использованы для выпаривания жидкостей, сгущения растворов без доведения их до кипения при низких температурах, для процесса ректификации.

Применение аппаратов с вихревыми потоками представляется перспективным в качестве химического и биохимического реактора для осуществления процессов, требующих высокой интенсивности межфазного обмена [46–52].

Таким образом, вихревые распыливающие противоточные массообменные аппараты (ВРПМА) являются перспективным оборудованием для реализации ряда технологических процессов.

1.2. Основные способы интенсификации массообменных процессов в распыливающих массообменных аппаратах

Интенсификация процессов теплообмена и химических превращений в многофазных средах является актуальной задачей для многих технологий. Решение рассматриваемой проблемы может быть различным, тем не менее, любое из них базируется на увеличении интенсивности

межфазного взаимодействия за счет увеличения поверхности контакта фаз, повышения скорости относительного движения фаз, турбулизации потоков и инициирования локальных течений у поверхностей раздела фаз.

При рассмотрении движения процессов происходящих в вихревых распыливающих противоточных массообменных аппаратах (ВРПМА) основными направлениями интенсификации являются:

– Увеличение межфазной поверхности F . Степень воздействия можно увидеть, рассматривая основное уравнение массопередачи, которое широко используется для расчета массообменного оборудования

$$M = k \cdot F \cdot \Delta c, \quad (1.1)$$

где k – коэффициент массопередачи; M – количество вещества, переходящее из одной фазы в другую; Δc – движущая сила процесса (разность концентраций); F – межфазная поверхность.

Из уравнения видно, что интенсивность массопередачи прямо пропорциональна межфазной поверхности, а межфазной поверхностью в вихревой массообменной камере ВРПМА является поверхность движущихся в рабочем пространстве капель жидкости. Добиться увеличения межфазной поверхности в ВРПМА можно за счет более мелкого диспергирования жидкой фазы, то есть получения мелких капель распыляемой жидкости путем увеличения относительных скоростей фаз в зоне распыления жидкости.

– Увеличение турбулизованности как газового так и жидкостного потоков. Данный эффект дает использование вихревых течений. Это приводит к увеличению тангенциальных скоростей в газовом потоке и, соответственно числа Рейнольдса, которое характеризует турбулентность этого потока. Также, критерий Нусельта, в который входит коэффициент массоотдачи, зависит от числа Рейнольдса и увеличение последнего приводит к интенсификации массоотдачи в газовой фазе.

– Увеличение интенсивности циркуляционных токов в капле. Как показывают исследования, воздействие газа на капли жидкости [53] приводит

к интенсификации внутренних токов в каплях и к интенсификации массоотдачи в жидкой фазе. В целом же увеличение коэффициентов массоотдачи и в газовой и в жидкой фазах приводит к увеличению коэффициента массообмена и, как видно из уравнения (1.1), в целом оказывает существенное влияние на ускорение процесса массопередачи.

На данный момент известно несколько работ, в которых рассматриваются циркуляционные токи в капле [54, 55], но нет решения задачи о влиянии такого потока на внутренние циркуляционные токи в капле. Это связано с тем, что ранее в работах не было необходимости рассматривать неравномерный вдоль диаметра капли поток газа из-за отсутствия конструкций массообменного оборудования, где бы реализовывалось противоточное вдоль радиуса вихревой массообменной камеры движение вихревых потоков газа и капель жидкости. Рассматривался равноскоростной газовый поток. Этот недостаток учтен в работе [53], где рассматривают циркуляционные токи в капле в разноскоростном по обе стороны капли газовом потоке или, как называют авторы, «при движении капли в газовом потоке с поперечным градиентом скоростей».

В настоящее время у каждого из существующих способов интенсификации тепломассообмена есть свои недостатки и преимущества. При использовании закрученных потоков происходит интенсификация технологических процессов за счет нескольких эффектов, но повышается гидравлическое сопротивление вихревых контактных аппаратов. Происходит это потому, что, как было сказано выше, для достижения мелкодисперсного распыла необходимо существенное (до 100 м/с) увеличение относительных скоростей фаз. Применение ВРПМА является целесообразным в случае если удельное гидравлическое сопротивление [56] на одну теоретическую ступень изменения концентрации будет меньше или соизмеримо с таким показателем для массообменных аппаратов других конструкций.

Одним из условий стабильной работы ВРПМА является создание плоского противоточного движения газа, вдоль радиуса массообменной

камеры, движения капель жидкости [56]. При этом, кроме интенсификации внутренних циркуляционных токов в капле [53], противоточное движение позволяет достигать нескольких теоретических ступеней изменения концентрации в одной ступени распыления, что также влияет на увеличение эффективности работы вихревого аппарата. Для выявления характерных особенностей движения жидкой фазы в массообменной камере ВРПМА необходимо проанализировать процесс движения от момента введения жидкости в центральной области до сепарации на ее цилиндрических стенках вихревой камеры.

В рассматриваемой конструкции вихревого аппарата [56] газ вводится через ряд тангенциальных щелей на периферии массообменной камеры, а жидкость тонкими струями подается в центральную область.

Обычно жидкость вводится в радиальном направлении, что характерно для распылителей без вращающихся частей. В начальный момент вытекания струйки из распылителя направление движения жидкости может отличаться от чисто радиального и жидкость может иметь, кроме радиальной еще и окружную составляющую скорости, что может иметь место при распылении жидкости механическими распылителями. Это существенно влияет на регулярное противоточное движение.

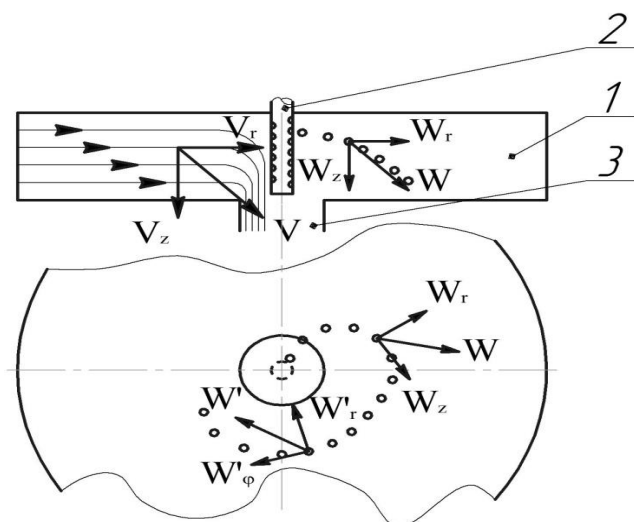


Рис. 1.6. Схема движения потоков в ВРПМА: 1 – вихревая массообменная камера; 2 – распылитель; 3 – патрубок отвода газа

Если струйки жидкости будут подаваться в область с малыми скоростями газа, то под действием газового потока их траектории будут выгибаться, жидкость будет приобретать вращательное движение. Вследствие этого после достижения сечения с большими окружными скоростями газа жидкость и газ будут иметь меньшие относительные скорости, будет происходить распыление жидкости на капли большого размера, уменьшится межфазная поверхность, снизится интенсивность массообменных процессов в вихревом аппарате. Одновременно с распылением струй жидкости происходит процесс вовлечения капель жидкости во вращательное движение.

Используя данные, изложенные в работах [57, 58,59] можно рассчитать влияние гидродинамических характеристик газочапельного потока на работу ВРПМА. Однако, имеющиеся в литературе данные исследований ВРПМА с противоточным вихревым движением фаз не охватывают все возможные режимы работы таких аппаратов.

Поэтому, при исследовании массообменных характеристик целесообразным является исследование гидродинамических параметров вихревых потоков в рабочей камере ВРПМА с целью установления взаимосвязи между коэффициентами массопередачи, оптимальными режимами работы ВРПМА, с точки зрения получения максимальной эффективности массообмена, и гидродинамическими, конструктивными параметрами ВРПМА, которые влияют на это процесс.

1.3. Особенности двухфазного течения в вихревых массообменных аппаратах

Установить взаимосвязь между массообменными и гидродинамическими характеристиками ВРПМА можно, только зная физическую картину движения вихревых потоков газа и микрокапель жидкости в массообменной камере и соответствующего корректного математического описания гидродинамических параметров этого процесса.

Первые работы по исследованию аппаратов вихревого типа, но с прямоточным или перекрестным движением фаз, появились в 1963 году [60, 61, 62, 63]. Авторы работ [64, 65, 66]; отмечают, что неравенство $V_\varphi > V_z > V_r$, характерное для закрученных потоков [67] аппаратов со встречными закрученными потоками вдоль оси вихревой камеры, но это коренным образом отличается от гидродинамики вихревой камеры ВРПМА. В работах [60, 68]; Шмидт К.П. и Подгурски В. предложили гидродинамическую модель, основанную на комбинации двух течений: вихревого, или ротационного потока (приосевая область) и безвихревого, или потенциального потока (пристеночная область). Отмечается, что в приосевой области тангенциальная составляющая скорости газового потока равна

$$V_\varphi = c_1 r, \quad (1.2)$$

а в пристеночной области

$$V_\varphi = \frac{c_2}{r}. \quad (1.3)$$

Что касается области между двумя вышеуказанными течениями, то авторы [60, 61, 68, 69] считают, что здесь V_φ достигает максимального значения.

Однако Кляйн Г. в работе [70] указывает на наличие двух максимумов на кривой распределения тангенциальных скоростей газа. Это мнение экспериментально подтверждается в работах Будинского К. и Векуа Т. Ю. [66, 71, 72].

В работе Сажина Б.С., Чувпило Е.А. и Лукачевского Б.П. [73] потоки газа были разделены, на три зоны, и выведены уравнения угловых скоростей

Для внутреннего потока (кольцо с радиусами r_0, r_1):

$$\omega_0 = \sqrt{\omega_0^2 \frac{4(\alpha_1 + \rho)z}{\rho(r_1^2 + r_0^2)}}. \quad (1.4)$$

Для наружного потока (кольцо с радиусом r_2):

$$\omega_3 = \omega_H^2 - \frac{4(\alpha_2 - \rho)(H - z)}{\rho(R^2 + r_2^2)}. \quad (1.5)$$

Для промежуточной области (кольцо с радиусами r_1, r_2):

$$\omega_2 = \frac{\omega_1 + \omega_3}{2}, \quad (1.6)$$

где ω_0, ω_H – угловые скорости на входах первичного и вторичного потока газа; α_1, α_2 – параметры, модели, определяемые экспериментальным путем.

В работе [74] Сажина Б.С. и Латкина А.С. изменение величины V_φ от радиуса аппроксимировали следующей зависимостью:

$$V_\varphi = \frac{cRr}{R^2 + r}. \quad (1.7)$$

Недостатком этой модели можно считать то, что изменение величины V_φ как по радиусу, так и по высоте аппарата учитывается одним единственным параметром c .

Многие исследователи пренебрегают существованием промежуточной зоны и считают границу раздела внутреннего и внешнего газового потока цилиндрической и строго фиксированной ($r = r^*$) [64, 71, 74, 75–79].

В работе [75; 72] Лукачевским Б. П., исходя из модели однородного винтового потока и потенциального потока, было получено приближенное значение границы раздела внутреннего и внешнего потока, равное

$$R^* = 0,63R. \quad (1.8)$$

Буяров А. И. [80; 81] на основе экспериментальных данных [71–72] сделал вывод, что представленная им формула удовлетворительно описывает границу раздела между потоками.

В работе [80; 81] автор в области $r^* < r < R$ допускает потенциальное течение газового потока, а в области $0 < r < r^*$ величину V_φ аппроксимирует зависимостью:

$$V_\varphi = \varphi(z)r^n. \quad (1.9)$$

Такая аппроксимация также неверна, т. к. V_φ опять будет иметь только один экстремум ($r = r^*$).

Особый интерес представляет моделирование осевой составляющей

скорости газового потока. Сажин Б.С., Лукачевский Б.П. и др. [75, 77, 82] определяли поле осевых скоростей V_z исходя из условий, что вторичный поток отсутствует. В этом же случае поле осевых скоростей будет иметь следующий вид:

$$V_z = \begin{cases} (L_1 + L_2)/S_1 & r < r^* \\ -L_2/S_2 & r^* < r < R \end{cases}, \quad (1.10)$$

где $S_1 = \pi r^{*2}$ и $S_2 = \pi (R^2 - r^{*2})$.

Авторы работ [64, 78, 79, 83, 84] Сажин Б.С., Попов И.А., а также Силиберти Д.Ф. и Ланкастер Б.В, приняли, что вторичный поток переходит в первичный поток равномерно по всей высоте аппарата, и расход вторичного потока изменяется от L_2 до 0. В этом случае поле осевых скоростей будет выглядеть так:

$$V_z = \begin{cases} 1/S_1 [L_1 + L_2(z/H)] & r < r^* \\ (-L_2/S_2)(z/H) & r^* < r < R \end{cases}, \quad (1.11)$$

где z – осевая координата.

Однако Буяров А.И. [80, 81] отмечает, что истинное поле скоростей находится "посередине" между указанными выше двумя "предельными" вариантами. Он принимает, что вторичный поток в начале почти не смешивается, затем, по мере движения его вниз, происходит смешение с первичным потоком во все большей и большей степени.

Аппроксимируя увеличение радиальной скорости на границе потоков по высоте линейным законом, т. е.

$$V_r(r^*) = K_1(H - z), \quad (1.12)$$

он получил следующее выражение для осевой составляющей скорости газового потока:

$$V_z = \begin{cases} \frac{L_1 + L_2}{S_1} - \frac{L_2(H-z)^2}{S_1 H^2} & r < r^* \\ -\frac{L_2}{S_2} \left[1 - \frac{(H-z)^2}{H^2} \right] & r^* < r < R \end{cases} \quad (1.13)$$

Значительный интерес представляют работы Успенского В.А. и его сотрудников [78, 79, 85, 86], т.к. в них делается попытка рассмотреть всю гидродинамическую обстановку в аппарате в целом. Авторы получили поле скоростей вихревого газового потока на основе решения уравнения Навье-Стокса с кажущейся турбулентной вязкостью (нелинейное уравнение Рейнольдса). Они рассмотрели движение газа в аппарате как результат сложения трех течений: вращательного движения в цилиндре над неподвижным основанием, течения вблизи вращающегося диска и осесимметричного движения газа вдоль аппарата. Однако применение принципа суперпозиции в рамках нелинейных уравнений Рейнольдса неоправданно. Заметим и то, что граничные условия для дифференциальных уравнений Рейнольдса были идеализированы и далеко отстоят от реальных условий.

В работе [82] Лукачевским Б.П. было получено поле скоростей газовой фазы на основании теории винтовых потоков применительно к граничным условиям ВРПМА.

Уравнение винтового потока имеет вид:

$$\text{rot} \vec{V} = k \vec{V} \quad (1.14)$$

Векторное уравнение (1.4) было спроектировано на цилиндрические оси координат, дополнено уравнением сплошности. Автором [82] учитывалась осесимметричность потока и введена функция тока ψ результате было получено следующее уравнение:

$$\frac{\partial^2 \psi}{\partial z^2} - \frac{\partial^2 \psi}{\partial r^2} - \frac{\partial^2 \psi}{r \partial r^2} + K^2 \psi = 0 \quad (1.15)$$

Функция тока $\psi = \psi(r, z)$ связана с составляющими скорости следующим

образом:

$$\left. \begin{aligned} V_{zr} &= -\frac{1}{r} \frac{\partial \psi}{\partial r} \\ V_{rr} &= \frac{1}{r} \frac{\partial \psi}{\partial r} \\ rV_{\theta r} &= K\psi + C_0 \end{aligned} \right\} \quad (1.16)$$

Уравнения (1.16) решались методом разделения переменных, и решение было получено в виде ряда по функциям Бесселя. Рассчитанное поле скоростей, соответствующее этому решению, с использованием ПЭВМ сравнивалось с экспериментальными данными, и было получено удовлетворительное согласование. Однако эти экспериментальные данные нельзя считать полностью обоснованными, т.к. методика проведения экспериментальных исследований по снятию поля скоростей газового потока была сомнительна (измерения проводились при помощи игольчатой трубки Пито).

Допустим, что в вихревом аппарате выполняется условие

$$\left. \begin{aligned} Re &\ll 1 \\ Fr &\ll 1 \end{aligned} \right\} \quad (1.17)$$

(для ВРПМА не применимо из-за больших чисел Рейнольдса).

Т. Ю. Векуа [72] для описания движения газовой фазы использовал уравнение Эйлера для идеальной несжимаемой невесомой жидкости (осесимметричный случай), которое дополнялось уравнением сплошности. После введения функции тока и некоторых упрощений автором было получено следующее решение:

$$\psi_{\text{яя}} + \psi_{\text{кк}} - \psi_{\text{к}} \left(\frac{1}{r} + \varphi^{-1}(\psi) \right) = 0 \quad (1.18)$$

Полученное уравнение является однородным квазилинейным эллиптическим уравнением, решение которого было получено численно при помощи ЭВМ. При этом функция тока была определена из значений на границе аппарата. В этой же работе автором были получены

экспериментальные значения поля скоростей газового потока. Для этой цели был использован оптический метод исследования с применением лазерного анемометра с доплеровым эффектом. Сравнение теоретических исследований с экспериментальными данными показало удовлетворительное совпадение, однако схема движения потоков не соответствует потокам в ВРПМА.

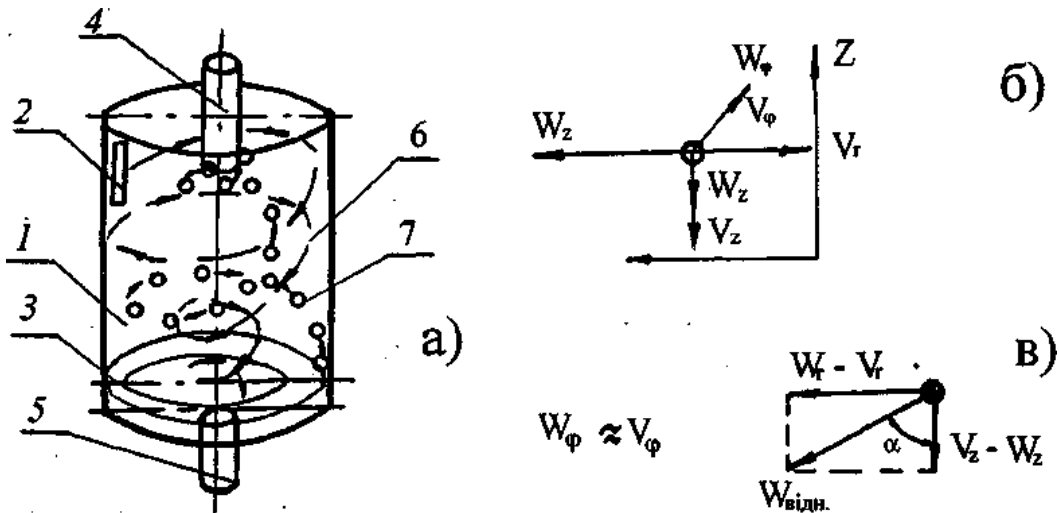


Рис. 1.7. Движение потоков в аппарате с перекрестным током:

а): 1 – массообменная камера; 2 – тангенциальный ввод газа; 3 – отвод жидкости; 4 – распылитель; 5 – отвод газа; 6 – движение газа; 7 – движение капель; б) скорости потоков в абсолютном движении; в) скорости потоков в относительном движении

Авторами работы [88] Сажиним Б.С., Белоусовым А.С. и Векуа Т.Ю. была предложена модель движения газового потока на основе уравнений движения идеальной жидкости в форме Громека-Ламба. Эти уравнения решались аналитически; и решение было получено в виде ряда. Исходя из этих соображений, Горячев В.Д. [89] разработал модель движения газовой фазы применительно к граничным условиям аппарата. Недостатком этой модели можно считать наличие экспериментально определяемых констант.

На рисунке 1.7 приведена схема движения потоков, которая объясняет перекрестное движение фаз в некоторых конструкциях ВРПМА. Газ, введенный в верхней части камеры, по винтовой расширяющейся

траектории, движется к нижней части аппарата, распыливает в верхней части жидкость и захватывает ее во вращательное движение. На рисунке 1.7 б показано направление скоростей фаз, откуда видно, что капля жидкости, как и газ, участвует в трех движениях. Если рассматривать движение жидкости относительно газа, то есть в системе координат, которая вращается совместно с газом, то можно увидеть, что движение потоков газа и жидкости (рис. 1.7 в) происходит под углом друг к другу, что характеризует перекрестное движение.

Как видно из рис. 1.7 в, перекрестное движение фаз можно рассматривать как сумму противоточного (вдоль радиуса камеры) и прямоточного (вдоль оси камеры) движений.

Наличие прямоточного движения фаз в таких схемах организации потоков приводит к тому, что в аппаратах, которые реализуют подобные течения, достигается приблизительно одна теоретическая ступень изменения концентрации в одной ступени распыления. Анализ причин появления прямоточного движения фаз и их ликвидация приводит к следующей схеме потоков, показанных на рис. 1.8 [56].

Здесь газ вводится на периферии через один или несколько тангенциальных вводов и по плоской спиральной траектории движется к центру. Лишь непосредственно у оси аппарата происходит перестройка потока газа, появляется осевое течение, и газ отводится в осевом направлении через одну из торцовых крышек.

Газовый поток вовлекает капли жидкости во вращательное движение. По мере возрастания окружных скоростей на капли жидкости начинают действовать центробежные силы, увлекающие капли от центра к периферии.

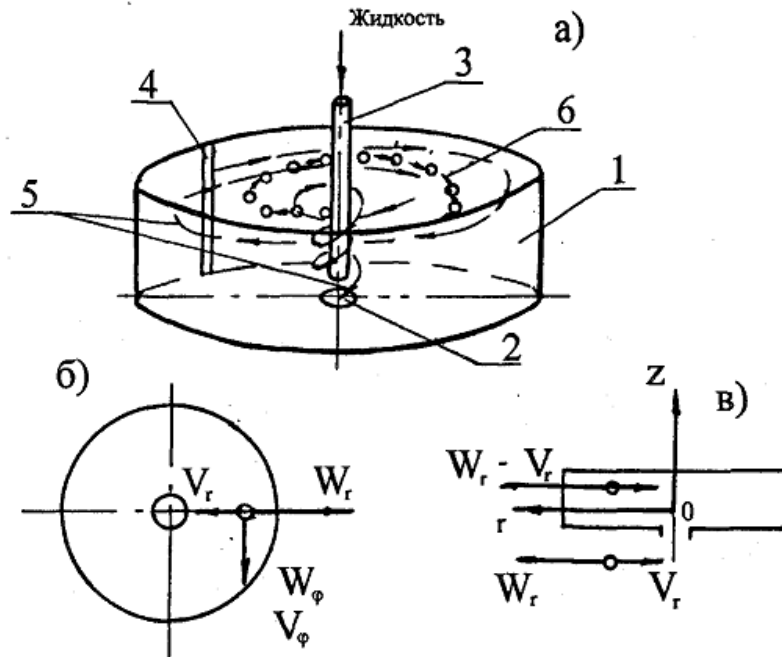


Рис. 1.8. Движение потоков в вихревом аппарате с противотоком фаз в зоне контакта: а): 1 – массообменная камера; 2 – отвод газа; 3 – распылитель; 4 – тангенциальный ввод газа; 5 – направление движения газа; 6 – направление движения капель; б) скорости потоков в абсолютном движении; в) скорости потоков в относительном движении

Рассматривая движение капель относительно газового потока и учитывая, что окружные скорости газа и жидкости практически равны между собой или же их разность очень мала, можно убедиться в существовании противоточного движения сплошной фазы (газа) и дисперсной фазы (капель жидкости) вдоль радиуса массообменной камеры в зоне контакта фаз.

Анализируя конструкцию массообменной камеры с точки зрения создания плоского спирального потока газа, можно предположить, что при малой высоте аппарата и достаточно больших радиальных размерах такая организация потока становится возможной. В этом случае возникают еще два фактора, которые оказывают положительное влияние на процесс интенсификации массообмена. Вследствие увеличения радиальных габаритов массообменной камеры следует также ожидать значительного возрастания величины окружной скорости газа у центральной области. На жидкость,

которая вводится в зоне распыления, будет действовать высокоскоростной газовый поток, который приводит к значительному уменьшению размера капель жидкости, развитию межфазной поверхности, увеличению скорости массопередачи.

Кроме этого, по мере движения капли вдоль радиуса массообменной камеры на нее оказывает воздействие поле окружных скоростей газа. Наличие большого градиента поля окружных скоростей (рис. 1.8) приводит к тому, что на каплю, которая движется вдоль радиуса, оказывает влияние газ с различной величиной окружных скоростей по обе стороны капли вдоль радиуса массообменной камеры. Поверхность капли деформируется. Увеличиваются внутренние циркуляционные токи. Значительно ускоряется процесс обновления межфазной поверхности, что также приводит к росту скорости массопередачи.

Таким образом, теоретические рассуждения, учитывающие физические процессы, такие как развитие межфазной поверхности, турбулизация потоков и увеличение внутренних циркуляционных течений в каплях, в совокупности с возможностью организации противоточного движения фаз в таком потоке, дают основания предполагать при определенных условиях возможность получения нескольких теоретических ступеней изменения концентрации в одной ступени распыления.

1.4. Распыление жидкости в рабочей камере ВРПМА и влияние этого процесса на эффективность массообмена

При изучении влияния распыления жидкости на эффективность массообмена необходимо рассмотреть в каких условиях в рабочей камере ВРПМА происходит воздействие газа на распыляемые струи жидкости.

Как указывалось ранее, размер капель распыляемой жидкости, зависит от гидродинамических параметров газового потока [24]. В случае, если распыление струи жидкости на капли происходит за счет воздействий под углом к оси вытекающей струи жидкости то надо учитывать, при

определении диаметра капель, величину относительной скорости фаз в этом направлении.

Скорость газового потока, в свою очередь зависит от размера скоростей капель жидкости [90] вследствие вовлечения капель жидкости во вращательное движение за счет энергии потока газа [91].

$$V_{\varphi}^* = V_{\varphi} - W_{\varphi}(L/G), \quad (1.19)$$

где V_{φ} – окружная скорость газа до ввода в него жидкости; W_{φ} – окружная скорость капель жидкости; L и G – соответственно массовый расход жидкости и газа.

При этом скорость газа уменьшается, гидравлическое сопротивление ВРПМА уменьшается [92] но и происходит уменьшение эффективности массообменного оборудования [93]. Такой эффект объясняется уменьшением относительных скоростей фаз в зоне распыления из-за снижения величины тангенциальной составляющей газового потока, что сопровождается увеличением нагрузки по жидкой фазе.

Межфазная поверхность F , которая представляет собой поверхность капель жидкости [94], находящихся между радиусом цилиндрических стенок вихревой массообменной камеры и радиусом патрубка отвода газового потока в торцевой крышке массообменной камеры, можно определить как сумму поверхностей всех капель находящихся в рабочей области вихревой массообменной камеры между распылителем и цилиндрической поверхностью, на которую происходит оседание этих капель. Расчет выполняют исходя из условия равенства объемов струй жидкости вводимых в массообменную камеру ВРПМА и суммы объемов всех капель, на которые происходит распыление этих струй.

$$F = S_K n_K = \frac{6V_g}{d_K} = \frac{3d_f^2}{2d_K} n_f \pi (R_1 - R_2) \quad (1.20)$$

Таким образом, прослеживается четкая зависимость между гидродинамическими параметрами газового потока, условиями организации

процесса распыливания жидкости на капли, соотношением нагрузок по фазам, размером межфазной поверхности и интенсивностью массопередачи в рабочей камере ВРПМА.

Эту взаимосвязь можно условно разделить на следующие стадии:

– определяющим гидродинамическим параметром является скорость газа во входных тангенциальных щелях. От величины этой скорости зависит и величина тангенциальной скорости в зоне распыления жидкости на капли;

– во вторую очередь следует выделить геометрические размеры вихревой массообменной камеры. Здесь роль играют как радиус расположения входных тангенциальных щелей ввода газа (принято называть радиусом вихревой камеры) так и радиус патрубка отвода газа из массообменной камеры в одной из торцевых крышек так как для величины тангенциальной скорости газового потока в зоне распыления определяющим является соотношение этих геометрических параметров. С увеличением этого соотношения тангенциальная составляющая скорости газа воздействующая на струи жидкости в зоне распыления увеличивается, что приводит к уменьшению диаметра капель и увеличению межфазной поверхности;

– после ввода в газовый поток струй жидкости свою роль влияния на массообменные процессы начинает играть нагрузка по жидкой фазе. В связи с тем, что вовлечение капель жидкости во вращательное движение происходит за счет энергии газового потока, то с увеличением нагрузки по жидкой фазе происходит уменьшение величины тангенциальных скоростей газового потока практически во всем объеме вихревой массообменной камеры ВРПМА. Это приводит и к снижению относительных скоростей фаз в зоне распыла, что сказывается на увеличении диаметра капель распыляемой жидкости и, как следствие, приводит к ухудшению условий массообмена. Кроме этого, уменьшение тангенциальных скоростей газового потока вдоль радиуса вихревой массообменной камеры приводит к снижению величин центробежных сил, действующих на капли и увлекающих их противоточно

газу от центра к периферии массообменной камеры. Силы сопротивления, которые увлекают капли в совместное движение с газом становятся преобладающими, это может привести к существенному увеличению брызгоуноса, к снижению эффективности массообмена и в конце концов привести к нестабильности работы ВРПМА.

Выводы к разделу 1 и постановка задачи исследований

В результате рассмотрения разнообразных конструкций ВРПМА и особенностей протекания процессов в аппаратах такого типа, а также на основе анализа расчетных зависимостей существенным недостатком в методиках расчета является наличие малого количества экспериментальных данных по массообменным характеристикам ВРПМА, узким диапазонам применимости формул для расчета коэффициентов массопередачи и определению геометрических параметров вихревой массообменной камеры ВРПМА исходя из заданных условий и концентраций разделяемых сред. Для создания усовершенствованной методики расчета массообменных характеристик аппаратов рассматриваемого типа необходимо провести широкие теоретические и экспериментальные исследования как гидродинамических так и массообменных характеристик ВРПМА.

Провести теоретический анализ гидродинамических условий при которых протекают массообменные процессы в вихревой камере ВРПМА.

На основании теоретического анализа гидродинамики в вихревой камере ВРПМА разработать модель, показывающую характер воздействия гидродинамических параметров на параметры, которые характеризуют массообменные процессы.

Создать экспериментальную установку для проверки теоретических положений.

Систематизировать экспериментальный материал и провести его анализ, на основе которого получить статистически обоснованные эмпирические зависимости для расчета коэффициентов массопередачи в газожидкостных

вихревых потоках рабочей камеры ВРПМА, и уточнить существующие критериальные зависимости.

В результате сравнения экспериментальных и теоретических данных разработать инженерную методику расчета массообменных характеристик ВРПМА и дать рекомендации по конструированию и внедрению новых образцов высокоэффективного массообменного оборудования с использованием ВРПМА.

РАЗДЕЛ 2

ТЕОРЕТИЧЕСКИЕ ИССЛЕДОВАНИЯ МАССООБМЕННЫХ ПРОЦЕССОВ В ВИХРЕВЫХ РАСПЫЛИВАЮЩИХ ПРОТИВОТОЧНЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТАХ (ВРПМА)

2.1. Основные массообменные характеристики ВРПМА

Работа массообменного оборудования, в том числе и вихревого, характеризуется рядом гидродинамических и геометрических характеристик. Основная сложность расчета коэффициентов массопередачи и других параметров, характеризующих эффективность работы ВРПМА, теоретическим путем сопрягается с рядом трудностей, в связи с чем по данным экспериментальных исследований обычно для определения коэффициентов массоотдачи экспериментальным путем получают зависимость типа

$$Nu = f(Re, Pe, \Gamma_1, \Gamma_2). \quad (2.1)$$

Рассматривая эту зависимость становится очевидным, что основными гидродинамическими параметрами, которые определяют интенсивность массообменных процессов в рабочей вихревой массообменной камере ВРПМА являются скорости как в газовом так и в жидкостном потоках.

В вихревом распыливающем противоточном массообменном аппарате контактирование паровой и жидкой фаз происходил в небольшом объеме, обусловленном размерами массообменной камеры. Для выявления преимуществ вихревого противоточного аппарата ВРПМА рационально использовать критерии, которые характеризуют эффективность использования единицы объема массообменной камеры, в которой происходит противоточное движение фаз. Объем вихревой массообменной камеры ВРПМА зависит от радиуса цилиндрических стенок R_1 , в которых располагаются щели для тангенциального ввода газового потока, от радиуса R_2 патрубка отвода газового потока, который расположен в верхней или нижней торцовой крышке вихревой камеры, и от высоты H этой вихревой

камеры. Именно этими поверхностями и ограничен объем рабочей зоны вихревой массообменной камеры ВРПМА.

Одним из критериев, учитывающим рабочий объем распыливающего аппарата, является объемный коэффициент массопередачи, равный

$$K_v = \frac{GN_{ed}}{V}, \quad (2.2)$$

где число единиц переноса N_{ed} определяется через среднюю логарифмическую движущую силу процесса между начальной и конечной разностями концентраций.

Необходимость определения данного критерия, например, показана в работе Плановского А.М. и Чехова О.С. [95, 96] где, в частности, указывается что "выражение интенсивности массообмена в виде объемных коэффициентов массопередачи весьма показательно для оценки эффективности межтарельчатого объема или объема колонны в целом", а также полезно при сравнении аппаратов различных конструкций.

Другим важным критерием, который характеризует энергоемкость массообменного оборудования, является величина удельного гидравлического сопротивления, которое приходится на одну теоретическую ступень изменения концентрации или единицу переноса.

Применение данного критерия для оценки энергетических качеств различных конструкций контактных элементов, придает большую наглядность при анализе достоинств или недостатков рассмотренных конструкций тарелок. Кроме этого, знание удельного гидравлического сопротивления очень важно при проведении расчетов вновь проектируемого оборудования или реконструкции уже имеющихся колонн [97], так как позволяет определить изменение давления по высоте аппаратов или колонны, что может привести к изменению температур, концентрации и коренным образом повлиять на массообменные процессы, которые протекают в оборудовании

Анализ факторов, которые приводят к ускорению массообменных

процессов в вихревых распыливающих противоточных массообменных аппаратах (ВРПМА) можно объяснить используя широко известное уравнение массопередачи [97]

$$M = kF \Delta ,$$

где M , k , F – количество вещества, переданного между фазами, коэффициент и поверхность массопередачи, движущая сила процесса (разность концентраций) соответственно.

Вихревой поток газа в ВРПМА, имеющий градиент скоростей по радиусу массообменной камеры создает условия для существенного увеличения значений межфазной поверхности и коэффициента массопередачи по следующим основным причинам:

– в области распыла струй жидкости на капли существуют большие относительные скорости движения фаз, что приводит к распылению жидкости на мелкодисперсные капли и увеличению межфазной поверхности;

– поверхность капли подвергается воздействию градиента скоростей газового потока вдоль радиуса вихревой массообменной камеры, капля начинает вращаться вокруг своей оси, внутри капли интенсифицируются внутренние циркуляционные токи и, как следствие, происходит ускоренное обновление межфазной поверхности.

Для определения коэффициента массообмена существует методика, предложенная в работах [95-96]. Она предполагает определение данной характеристики при проведении эмпирических исследований. Определение коэффициента массоотдачи непосредственно из опыта затруднено, т.к. в настоящее время отсутствуют достаточно надежные методы, позволяющие замерять концентрацию на границе раздела фаз. Поэтому, для нахождения коэффициента массоотдачи на основании экспериментальных данных может применяться косвенный метод.

2.2. Методы расчета коэффициентов переноса в каплях и пленке жидкости

Основой теории межфазного массопереноса в газо-парожидкостных системах служат представления о гидродинамическом состоянии поверхности раздела фаз и связанные с этими представлениями модели переноса вещества через межфазную поверхность. Обзор существующих теорий массопередачи приведен в работах [97, 98, 99].

В настоящее время в промышленной практике используют все более интенсивные гидродинамические режимы и высокие скорости потоков с преимущественным применением контактных устройств, в которых межфазная контактная поверхность образуется в результате взаимодействия фазовых потоков [100, 101].

В условиях высокой турбулизации фаз анализ и моделирование межфазного массопереноса основанный на закономерностях механизма молекулярного переноса массы и иных молекулярных характеристик потоков, несостоятельны..

В. В. Кафаров [97, 102, 103] сформулировал ряд положений, являющихся основой теории межфазного массопереноса, созданной на представлениях о межфазной турбулентности. На границе раздела фаз, течение которых не ограничивается твердыми стенками, возникает особый гидродинамический режим, характеризующийся возникновением вихрей; последние пронизывают пограничные слои и проникают вглубь фазовых потоков. Такой режим определяется как режим развитой свободной турбулентности. В этом режиме (эмульгирования или турбулентной пены) двухфазная система представляет собой подвижный комплекс газожидкостных вихрей со значительным развитием межфазной поверхности и быстрым ее обновлением. Газожидкостной системе присущи основные особенности свободной турбулентности — отсутствие гашения турбулентных пульсаций, наличие нормальных составляющих скорости, отсутствие заметного влияния молекулярных характеристик на

массоперенос. Таким образом, межфазная поверхность сама становится источником турбулентности, и масса переносится через поверхность раздела фаз вихрями с осями, перпендикулярными направлению движения потоков. Анализируя условия, в которых возникает межфазная турбулентность, В. В. Кафаров указывает [97], что вихри на межфазной поверхности образуются при различающихся по величине и направлению скоростях движения фазовых потоков.

Такова, по В. В. Кафарову, качественная картина течения двухфазных потоков, не ограниченных твердыми стенками. Математические модели двухфазных турбулентных течений пока отсутствуют, поскольку отсутствуют системы дифференциальных уравнений и уравнений, описывающих граничные условия, не только для двухфазных, но и для однофазных турбулентных потоков [103]. Поэтому анализ и моделирование сложных двухфазных турбулентных потоков возможны лишь при условии принятия определенной гипотезы, выдвинутой В. В. Кафаровым [97], ее основные положения заключаются в следующем:

- в сравнимых точках турбулентного потока возникают вихри равной величины с одинаковыми скоростями циркуляции;
- интенсивность образования вихрей характеризуется энергией, которая затрачивается на взаимодействие между потоками фаз, а поскольку массообмен происходит на свободных поверхностях и предполагается турбулентный механизм массообмена, то интенсивность массообмена пропорциональна энергии турбулентных пульсаций;
- энергия, затраченная на развитие и турбулизацию межфазной поверхности, а также на развитие турбулентного движения в фазах, пропорциональна разности сопротивлений двухфазного и однофазного потоков при одной и той же скорости однофазного потока.

Количественный учет межфазной турбулентности производится посредством результирующей безразмерной величины – фактора гидродинамического состояния двухфазной системы [104], который

представляет собой отношение разности сопротивления орошаемого и неорошаемого аппарата к сопротивлению неорошаемого аппарата:

$$f = \frac{\Delta P_{G-L} - \Delta P_G}{\Delta P_G}. \quad (2.3)$$

С учетом этого фактора известные уравнения массопередачи принимают вид

$$\frac{kl}{D} = A_k \left(\frac{W \rho l}{\mu} \right)^{a_k} \left(\frac{\mu}{\rho D} \right)^{b_k} (1 + f). \quad (2.4)$$

Авторы работ [98, 99] считают фактор f поправочным множителем. В. Н. Стабников, например, полагает [98], что фактор f является коррективом, введенным на основании принципа гидродинамической аналогии. Однако это не так: принятая В. В. Кафаровым гипотеза не имеет ничего общего с известным методом гидродинамической (тройной) аналогии [103].

Уравнение (2.4) не есть модифицированная форма обычного уравнения массопередачи, включающая некоторые поправочные множители, а имеет глубокий физический смысл: первые три сомножителя определяют массоперенос в пределах данной фазы за счет молекулярной и вихревой диффузии, последний сомножитель определяет массоперенос за счет взаимодействия потоков фаз. При $f = 0$ уравнение (2.4) преобразуется в уравнение массопередачи в однофазном потоке.

Массоперенос от турбулентного потока газа к межфазной границе можно описать уравнением

$$J = \beta_z (C \delta' - C^*) = -D_z \left[1 + \frac{\varepsilon}{D_z} \right] \frac{\partial C}{\partial y_i}, \quad (2.5)$$

$$C = C^* \text{ при } y_i = 0, \quad C = C \delta' \text{ при } y_i = -\delta',$$

где ε – коэффициент турбулентного обмена; y_i – поперечная координата.

Предложен ряд соотношений, с достаточной точностью описывающих массоперенос [105, 106].

В результате решения уравнения вида (2.5) с использованием различных модельных представлений получены зависимости для расчета коэффициента тепло- или массоотдачи.

В аппаратах вихревого типа полная поверхность массообмена состоит из поверхности капель распыленной жидкости и пристенной закрученной пленки жидкости. Массообмен через поверхность капель и через поверхность пленки вносят сопоставимый вклад в эффективность массообмена вихревых аппаратов. Это приводит к необходимости рассматривать оба указанных процесса одновременно, и учитывать их взаимное влияние.

Интенсивность переноса массы как через поверхность пленки, так и через поверхность капель может быть определена величинами локальных коэффициентов массопередачи, выраженных через концентрации в газовой и жидкой фазах, которые, согласно уравнениям аддитивности фазовых сопротивлений, равны:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x} \quad \text{и} \quad \frac{1}{K_x} = \frac{1}{m\beta_y} + \frac{1}{\beta_x}, \quad (2.6)$$

где m – константа фазового равновесия; β_y , β_x – коэффициенты массоотдачи в газовой и жидкой фазах.

В выражениях (2.6) пренебрегается сопротивлением поверхности раздела фаз. В случае абсорбции или десорбции легко растворимых газовых компонентов, когда значения m малы, можно пренебречь сопротивлением в жидкой фазе $m / \beta_x \ll 1 / \beta_y$. Тогда $K_y = \beta_y$ и $K_x = m\beta_y$.

Наоборот, при абсорбции (десорбции) трудно растворимых газов, когда значения константы равновесия велики, можно пренебречь сопротивлением в газовой фазе и вычислять коэффициенты массопередачи по формулам $K_y = \beta_x / m$ и $K_x = \beta_x$.

Расчет эффективности массопереноса в вихревых аппаратах возможен в том случае, когда известны значения локальных коэффициентов массоотдачи.

Массоотдача в газовой фазе. Наиболее удачным выражением для определения массоотдачи к каплям жидкости со стороны газового потока является, уравнение, предложенное Фреслингом и полученное в результате обработки данных по испарению различных жидкостей [107]. Уравнение получено в интервале значений $Re = 2,3 - 1280$ и имеет вид

$$Sh_2 = 2 + b Re^{1/2} Sc^{1/3}, \quad (2.7)$$

где $Sh = \frac{\beta_y a}{D_2}$ – число Шервуда; $Re = \frac{U_{отн} a}{\nu_2}$ – число Рейнольдса;

$Sc = \frac{\nu_2}{D_2}$ – число Шмидта; β_y – коэффициент массоотдачи в газовой фазе;

D_2 – коэффициент молекулярной диффузии; ν_2 – кинематический коэффициент вязкости газа. Значение коэффициента b согласно работе [107] составляет 0,552.

В работе [108] приводятся результаты исследования испарения капель воды, бензина и анилина, которые описываются зависимостью (2.7) с коэффициентом $b = 0,6$.

Несмотря на большое количество результатов предшествующих исследований массоотдачи от газа к пленке жидкости в условиях противотока и прямотока фаз, подавляющее большинство их получено для незакрученных кольцевых течений газа и жидкости и не могут быть обоснованно применены для расчета коэффициентов массоотдачи в случае закрученного противоточного течения, которое реализуется в вихревых аппаратах.

В работе [109] предложено рассчитывать коэффициенты массоотдачи к поверхности закрученной пленки жидкости по известной аналогии Кольборна [110]:

$$\frac{Sh_2}{Re_2 Sc_2} = \frac{\beta_y}{W} = \frac{\tau_0}{\rho_2 W^2} Sc_2^{-2/3} = \frac{f}{2} Sc_2^{-2/3}, \quad (2.8)$$

где τ_0 – касательное напряжение на поверхности раздела фаз; f – коэффициент Фаннинга. В качестве характеристической скорости W в работе [109] предложено использовать полную скорость вблизи границы газа и жидкости W_p , а в работе [111] – среднюю по поперечному сечению скорость. В закрученном потоке газа среднюю по сечению полную скорость W_{np} можно определить как

$$W_{np} = \frac{2\pi \int_0^R r \sqrt{W_\varphi^2 + W_z^2} dr}{\pi R^2}. \quad (2.9)$$

Расчеты показывают, что специфичная форма профилей составляющих скорости газа в закрученных потоках приводит к тому, что значения скоростей W_{np} и W_p в любом поперечном сечении закрученного двухфазного течения отличаются не более чем на 5%. Поэтому выбор той или иной характеристической скорости из двух предложенных вариантов практически не влияет на результаты расчетов.

Касательное напряжение на поверхности раздела фаз может быть определено по зависимости

$$\tau_0 = \rho_{жс} \left(\frac{a^+ v_{жс}}{a_0} \right)^2, \quad (2.10)$$

где a^+ и a_0 – соответственно безразмерная и фактическая средняя толщины пленки жидкости. Значения безразмерной толщины пленки могут быть определены по зависимостям, предложенным в работе [112]:

$$\begin{aligned} Re_{жс} &= 2a^+ && \text{при } a^+ \leq 5; \\ Re_{жс} &= 4(12,5 - 8a^+ + 5a^+ \ln a^+) && \text{при } 5 \leq a^+ \leq 30; \\ Re_{жс} &= 4(-64 + 3a^+ + 25a^+ \ln a^+) && \text{при } a^+ > 30. \end{aligned} \quad (2.11)$$

Критерий $Re_{жс}$ для закрученной пленки определяется как

$$Re_{жс} = \frac{4q}{v_{жс} \cos \varphi}, \quad (2.12)$$

где φ – угол наклона вектора скорости пленки к оси аппарата;
 q – линейная плотность орошения.

Оценочные опыты по определению угла закрутки пленки φ , проведенные при введении в пленку жидкости индикатора (метил-рот), показали, что отклонение угла закрутки пленки жидкости от угла закрутки газа вблизи поверхности пленки составляет не более 4 %, что позволяет определять угол φ по выражению $\cos \varphi = W_{zp} / W_p$ где W_{zp} – осевая составляющая скорости газа вблизи поверхности пленки.

Касательное напряжение на поверхности пленки также может быть определено из экспериментальных данных по гидравлическому сопротивлению при двухфазном кольцевом течении жидкости и газа. В работе [113] в результате обработки опытных данных получена зависимость комплекса $\frac{\Delta p}{\Delta l} d = 4\tau_0$ от скорости газа и плотности орошения. В случае закрученного потока в качестве характеристических параметров необходимо принимать приведенные скорость газа (2.9) и плотность орошения

$$q_{np} = q / \sin(90^\circ - \varphi). \quad (2.13)$$

Тогда зависимость принимает вид

$$\frac{\Delta p}{\Delta l} d = A W_{np}^m q_{np}^n. \quad (2.14)$$

Значения коэффициентов A , m , n по данным работы [113] приведены в таблице 2.1.

Приведенная плотность орошения q_{np}

Средняя приведенная скорость газа w_{np} , м/с	Приведенная плотность орошения q_{np} , м/м-час					
	$q_{np} < 1,1$ м/м-час			$q_{np} > 1,1$ м ³ /м-час		
	A	m	n	A	m	n
$w_{np} < 27$ м/с	1,58	1,0	0,6	1,57	1,0	0,75
$w_{np} > 27$ м/с	0,418	1,4	0,6	0,417	1,4	0,75

Сравнение результатов расчета по указанным зависимостям с опытными значениями коэффициентов массоотдачи к поверхности пленки жидкости, проведенное в работе [109], показало, что коэффициент адекватности данной методики составляет 0,96.

Уравнение (2.8) получено для случая, когда Sc_2 незначительно отличается от единицы, что характерно для газовых и паровых смесей. Уравнения для более широкого интервала значений критерия Шмидта Sc можно найти в [106].

Исследование массоотдачи от турбулентного потока газа к пленке жидкости выполнены, главным образом, при противоточном движении фаз. Полученные многими авторами результаты в систематизированном виде приведены в монографии В. М. Рамма [99].

Большинство опытных данных обобщается критериальным уравнением, очень сходным с критериальным уравнением теплоотдачи в однофазном потоке:

$$Nu = A Re^m Pr^n, \quad (2.15)$$

$$A = 0,02-0,03; m = 0,75-0,83; n = 0,33-0,44.$$

В работе [114] исследовался массоперенос для вихревых контактных устройств (ВКУ) с различными контактными патрубками при восходящем потоке и предложены уравнения:

для ВКУ со сферическим патрубком

$$Nu_z = 91,35 Re_z^{0,78} Re_{ж}^{0,24} Pr_z^{0,33}; \quad (2.16)$$

для ВКУ с цилиндрическим патрубком

$$Nu_z = 72,9 Re_z^{0,78} Re_{ж}^{0,24} Pr_z^{0,33}. \quad (2.17)$$

Как видно из уравнений (2.16), (2.17), их отличие состоит в коэффициенте A , учитывающем различную гидродинамическую обстановку.

Известно, что величина коэффициента массоотдачи зависит от физических свойств газа и жидкости, гидродинамических режимов фаз, конструктивных особенностей аппарата. Для обобщения экспериментальных данных в виде критериальных уравнений чаще всего используется методика, где применяют числа Рейнольдса и Нуссельта [99, 115, 116, 117]. Некоторые авторы для обобщения массообмена рекомендуют применять величину диссипации энергии [118, 119]. В работах [120, 121] приведены формулы, в которых коэффициенты массообмена рассчитываются в зависимости от скорости фаз.

В работе [122] проведено обобщение экспериментальных данных массоотдачи в газовой фазе насадочных колонн различной конструкции с различной формой насадки. .

В работе [123] для расчета коэффициента массоотдачи в газе дырчатых, решетчатых провальных тарелок, ситчатых перекрестноточных тарелок и колпачковых тарелок, предлагается уравнение вида:

$$K = A W^\alpha \left(\frac{\Delta P \cdot 10^3}{\rho} \right), \quad (2.18)$$

где W – скорость потока газовой фазы в колонне, м/ч; ΔP – сопротивление газожидкостного слоя на тарелке, кгс/м²; ρ – плотность жидкости кг/м³; K – коэффициент межфазного массопереноса, отнесенный к единице эффективной поверхности тарелки кг/[м²ч (кг/кг)].

На основе обобщения абсорбции аммиака водой в работе [124] получена зависимость для расчета коэффициента массоотдачи в газовой фазе

в виде уравнения:

$$\beta = A W^{\alpha} (\Delta P_{G-L} - \Delta P_G), \quad (2.19)$$

где ΔP_{G-L} – сопротивление орошаемой тарелки; ΔP_G – сопротивление неорошаемой тарелки.

В уравнении (2.19) для каждого аппарата характерна своя величина коэффициентов A и α .

Из анализа литературных данных видно, что для каждого из массообменных аппаратов можно записать свое уравнение зависимости коэффициента массоотдачи в газе от скорости газа. Например, для насадочных аппаратов коэффициент массоотдачи, отнесенный к площади поверхности контакта фаз, описывается уравнением вида:

$$\beta = 0,045 W^{0,8}, \text{ м/с.} \quad (2.20)$$

Соответственно, для тарельчатых колонн, коэффициент массоотдачи описывается уравнением:

$$\beta = 0,04 W^{0,57}, \text{ м/с.} \quad (2.21)$$

Для аппарата, типа труба Вентури:

$$\beta = 0,067 W^{0,54}, \text{ м/с.} \quad (2.22)$$

В последние годы широкое применение в промышленности нашли высокоэффективные вихревые аппараты, работающие в диапазоне скорости газового потока от 5 - 25 м/с, а в некоторых конструкциях и выше. Характерной особенностью вихревых массообменных аппаратов является, то, что в зоне контакта фаз развивается большая скорость обновления поверхности контакта фаз. При этом уменьшается толщина пограничного слоя. Поэтому величина коэффициента массоотдачи для скоростных аппаратов на порядок выше чем, для насадочных и барботажных аппаратов. Существует большое количество конструкций вихревых контактных устройств [114, 125, 126, 127, 128, 129]. Естественно, что каждый из авторов отдает предпочтение своей конструкции, что затрудняет сравнение и научно-обоснованное проектирование перспективных промышленных аппаратов.

Принято считать, что увеличение количества диспергированной жидкости внутри вихревого устройства увеличивает эффективность массопередачи [130]. Объясняется это тем, что с увеличением количества диспергированной жидкости увеличивается площадь активно-обновляющейся поверхности контакта фаз. В качестве основного критерия для обобщения вихревых устройств разной конструкции в работе [130] принято отношение количества диспергированной жидкости внутри вихревого устройства к величине боковой поверхности завихрителя, где жидкость диспергируется и обновляет свою поверхность. Это отношение имеет физический смысл условной толщины вращающегося слоя диспергированной жидкости внутри аппарата:

$$\delta = \frac{V_{ж}}{S_{бок}}, \quad (2.23)$$

где $V_{ж}$ – количество жидкости внутри вихревого устройства или удерживающая способность вихревого устройства по диспергированной жидкой фазе, m^3 ; $S_{бок}$ – внутренняя боковая поверхность завихрителя, m^2 .

В работе [130] приводится обобщенная зависимость эффективности различных конструкций вихревых устройств. Показано, что массоотдача в газовой фазе в исследованных вихревых устройствах обобщается уравнением:

$$Nu = 0,0489 Re_z^{1,41} Pr^{0,3}, \quad (2.24)$$

где $Re_z = \frac{W \delta}{\nu}$; W – скорость газа в щелях завихрителя; ν – вязкость газа.

В обобщающей зависимости (2.24) влияние жидкой фазы учтено с помощью величины удерживающей способности устройства по диспергированной жидкой фазе по уравнению (2.23). Однако, по уравнению (2.24) в величине критерия Re_z одновременно присутствуют две переменные величины W и δ , причем величина δ зависит от скорости газа.

Поэтому уравнение (2.24) целесообразно преобразовать к виду:

$$Nu_2 = A Re_z^a Pr^b \left(\frac{\delta}{d} \right)^n, \quad (2.25)$$

где $Re_z = \frac{Wd}{\nu}$, а d представляет собой диаметр вихревого контактного аппарата.

На основании проведенного анализа и обобщения известных уравнений, описывающих массоотдачу в газовой фазе можно сказать, что зависимость коэффициента массоотдачи в газе для различных массообменных аппаратов от скорости газа обобщается одним уравнением, описывающим массоотдачу в газе для каждого из аппаратов в диапазоне устойчивой работы конкретных контактных аппаратов, вида [131]:

$$\beta = A W^{0.7} \text{ или } Nu = A Re^{0.7} Pr^{0.5}.$$

Массоотдача в жидкой фазе при физической абсорбции.

Теоретические решения внутренней задачи массообмена в каплях жидкости получены в основном для капли, движущейся при $Re \ll 1$, когда известны точные значения компонентов скорости внутри капли. В предельном случае, когда $Pe \rightarrow 0$, массообмен в капле описывается уравнением нестационарного молекулярного переноса, решение которого получено Ньюменом [132]:

$$\frac{x - x_n}{x^*(y) - x_n} = 1 - \frac{6}{\pi^2} \sum_1^n \frac{1}{n^2} \exp(-n^2 \pi^2 Fo_\delta), \quad (2.26)$$

где $Fo_\delta = 4 D_{ж} \tau / a^2$ – диффузионный критерий Фурье для дисперсной фазы.

В другом предельном случае, $Pe \rightarrow \infty$, Крониг и Бринк [133], используя решение Адамара – Рыбчинского для функций тока в капле, получили приближенное решение, сделав допущение о том, что концентрация вещества в капле постоянна вдоль линий тока и меняется только при переходе от одной линии тока к другой. Решение уравнения конвективной диффузии при допущениях, сделанных Кронигом и Бринком, имеет вид

$$\frac{x - x_n}{x^*(y) - x_n} = 1 - \frac{3}{8} \sum_1^n A_n^2 \exp(-16 \lambda_n F o_d), \quad (2.27)$$

где A_n и λ_n – коэффициенты ряда ($A_1 = 1,32$; $A_2 = 0,73$; $\lambda_1 = 1,678$; $\lambda_2 = 9,83$).

Массообмен внутри капли при больших числах Pe рассматривался также в работе [134] на основании приближенного решения уравнения конвективной диффузии методом Бубнова – Галеркина. Полученное авторами решение можно представить в виде

$$\frac{x - x_n}{x^*(y) - x_n} = 1 - \frac{3}{2} \sum_1^n A_n \exp(-\lambda_n F o_d). \quad (2.28)$$

Значения коэффициентов A_n и λ_n вычислены авторами для пяти первых членов ряда.

Подробный обзор теоретических решений задачи массопереноса в каплю при лимитирующем сопротивлении в дисперсной фазе представлен в монографии [135].

Представленные в литературе результаты экспериментальных исследований массообмена в каплях,двигающихся в газовой фазе, весьма ограничены [136–138]. В работе [137] приведены результаты опытов по поглощению углекислого газа свободно падающими каплями дистиллированной воды. Диаметр капель в опытах изменялся в пределах 2,26 – 4,84 мм, а скорость относительного движения капель в газе не превышала 6 м/с. Экспериментальные результаты сравнивались с расчетами по известным из литературы зависимостям. Сравнение показало хорошее согласие экспериментальных данных с расчетами по уравнениям Ньюмена и Хигби [139]. В работе [140] проведено сравнение экспериментальных данных Плита [138], полученных на примерах поглощения аммиака, сернистого и углекислого газов каплями воды диаметром 4,0 - 5,0 мм при их свободном падении, с расчетами по уравнениям Ньюмена и Кронига-Бринка при различных значениях числа Рейнольдса. Сопоставление коэффициентов

массоотдачи показало, что при $Re < 1450$ экспериментальные значения полностью совпадают со значениями, вычисленными по уравнению Ньюмена. Отмеченное совпадение свидетельствует о предпочтительности использования уравнения Ньюмена при расчете локальных коэффициентов массоотдачи в каплях в аппаратах вихревого типа.

Как указывается в работе [141], при значениях критерия $F_{o_d} < 0,0293$ коэффициенты массоотдачи, вычисленные по уравнению Ньюмена, совпадают с полученными при использовании модели Хигби [139]:

$$\bar{\beta}_{жс} = 2 \sqrt{\frac{D_{жс}}{\pi \tau}} \quad \text{или} \quad \frac{x - x_n}{x^*(y) - x_n} = \frac{12}{\sqrt{\pi}} \sqrt{F_{o_d}}. \quad (2.29)$$

На этот факт указывает также сопоставление расчетных формул для коэффициента массоотдачи, представленное в работе [136].

Массоперенос при винтовом движении пленки может быть рассчитан по результатам работ [142, 143], где на основании полученных экспериментальных результатов показано, что закономерности массопереноса при переходе к закрученному движению не изменяются и при использовании приведенных скорости газа и плотности орошения описываются общей зависимостью.

Массоотдача в жидкой фазе, осложненная химической реакцией. проведение в жидкой фазе химической реакции абсорбируемый компонент полностью или частично связывается в химическое соединение. Перепад концентраций у поверхности раздела фаз увеличивается, а скорость поглощения возрастает по сравнению со скоростью поглощения при физической абсорбции. Обычно увеличение скорости поглощения при хемосорбционном процессе учитывают путем введения в уравнение массоотдачи в жидкой фазе коэффициента ускорения κ , показывающего, во сколько раз при химической абсорбции возрастает коэффициент массоотдачи $\beta'_{жс}$ по сравнению с коэффициентом массоотдачи при физической абсорбции $\beta_{жс}$ (при одинаковой движущей силе) [144].

На коэффициент массоотдачи $\beta'_{ж}$ оказывает прямое или косвенное влияние целый ряд гидродинамических, физико-химических и геометрических факторов. В зависимости от условий ведения процесса и его аппаратного оформления относительная роль этих факторов существенно изменяется.

При абсорбции, сопровождаемой химической реакцией типа $A = nB \Leftrightarrow E + F$ произвольного порядка α по абсорбируемому компоненту A , порядка β (0; 1; 2) по хемосорбенту B и первого порядка по каждому из продуктов реакции E и F , рассчитывать коэффициент ускорения рекомендуется по приближенному уравнению [145]:

$$\kappa = 1 + \frac{M}{1 - A} \frac{(K_1 + NB_{ж})}{NB_{ж}} \left[1 - \frac{K_2 e^{-z}}{(K_2 + NB_{ж}) \sqrt{z}} \int_0^{\sqrt{z}} e^{z^2} dz \right], \quad (2.30)$$

где $M = B_{ж} / nA_p$, $A = A_p / A_{ж}$, $A_{ж}, B_{ж}$ – соответственно концентрации в жидкой фазе (кмоль/м³) поглощаемого компонента и абсорбента; A_p – концентрация абсорбируемого компонента в жидкости на границе раздела фаз; $z = (K_1 - K_2)4 / \pi \cdot D_A / \beta_{ж}^2$, K_1 и K_2 – корни характеристического уравнения, равные $K_{1,2} = -N_1 / 2 \pm \sqrt{(N_1 / 2)^2 - N_2 N}$; N, N_1, N_2 – коэффициенты, зависящие от констант скорости прямой и обратной химических реакций и стехиометрического коэффициента n .

При больших значениях параметра z (большая величина константы равновесия химической реакции) уравнение (2.30) описывает кинетику абсорбции, осложненной необратимой реакцией. Химическая реакция протекает в реакционно-диффузионной зоне, непосредственно примыкающей к поверхности раздела.

Коэффициент ускорения κ при необратимой реакции можно рассчитать по уравнению

$$\kappa = 1 + \frac{1}{(1 - A)} \cdot \frac{R}{(R / M) + 1} \quad (2.31)$$

или с помощью более точного уравнения [145]:

$$\kappa = \frac{2(M \sqrt{\theta} + 1)}{1 + \sqrt{1 + 4(M \sqrt{\theta} / R)^2}}. \quad (2.32)$$

Из последних уравнений следует, что коэффициент ускорения является функцией кинетического R , стехиометрического M и диффузионного θ

параметров, $M = B_{ж} / nA_p$, $\theta = D_B / D_A$, $R = \sqrt{\frac{2}{\alpha + 1} r_n B_{ж}^\beta D_A A_p^{\alpha-1} / \beta_{ж}}$,

r_n – константа скорости прямой реакции.

В области значений R , значительно превышающих M , κ не зависит от R и определяется по уравнению

$$\kappa = 1 + M. \quad (2.33)$$

В таких условиях достигается максимальное значение κ , уже не зависящее от константы скорости реакции. Эта область называется областью протекания очень быстрой (мгновенной) необратимой химической реакции в жидкой фазе. Скорость абсорбции зависит, главным образом, от гидродинамических условий и рассчитывается по уравнению, которое применяется при условии, что $B_{ж} < B_{ж.кр}$:

$$j = \beta_{ж} F (1 + M \sqrt{\theta}) A_p. \quad (2.34)$$

Критическую концентрацию хемосорбента $B_{ж.кр}$ определяют из уравнения

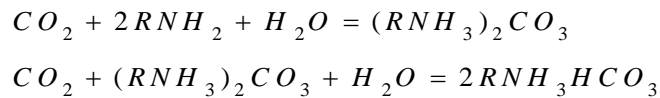
$$B_{ж.кр} = \frac{n \beta_2}{\theta \beta_{ж}} A_p. \quad (2.35)$$

При $B_{ж} \geq B_{ж.кр}$ реакция также протекает мгновенно, но уже на поверхности раздела фаз, поэтому все сопротивление массопередаче оказывается сосредоточенным в газовой фазе.

В области значений M , больших по сравнению с R , при ($M > 5R$) величина κ не зависит от M и $\kappa \approx R$. Тогда

$$\beta'_{жс} = \sqrt{\frac{2}{\alpha + 1} r_n B_{жс}^\beta D_A A_p^{\alpha-1}}. \quad (2.36)$$

Такой случай соответствует умеренно быстрым и средним скоростям необратимой химической реакции и процесс не зависит от гидродинамических условий. Например, взаимодействие CO_2 с МЭА протекает по следующим суммарным реакциям:



где R – группа ONCH_2CH_2 .

Молекула МЭА содержит две полярные функциональные группы – гидроксильную и аминогруппу, определяющие два пути взаимодействия МЭА и CO_2 . При небольших степенях карбонизации ($\alpha < 0,5$ кмоль/кмоль) преимущественно протекает первая реакция с образованием карбамата моноэтаноламмония, когда на 1 моль CO_2 расходуется 2 моля МЭА. При $\alpha > 0,5$ протекает вторая реакция, когда CO_2 реагирует с гидроксильной группой, но скорость этой реакции значительно меньше.

В промышленных абсорберах, работающих при атмосферном давлении, степень карбонизации на выходе не превышает 0,5. Кроме того, малое время контакта газа и жидкости в аппаратах вихревого типа приводит к тому, что вторая реакция не будет оказывать существенного влияния на процесс.

Первая реакция является необратимой, имеющей первый порядок по поглощаемому веществу и поглотителю. В этом случае коэффициент ускорения массоотдачи в жидкой фазе может быть определен по выражениям (2.31) и (2.32).

Численное моделирование и расчеты [146] показали, что изменение скорости газа в аппарате не приводит к заметному изменению эффективности аппарата. Это, по-видимому, связано с тем, что увеличение скорости приводит как к снижению времени контакта фаз в аппарате, так и к увеличению коэффициентов массоотдачи, и два этих эффекта компенсируют друг друга.

2.3. Разработка физической модели движения газочапельных потоков в рабочей камере ВРПМА

2.3.1. Формирование межфазной поверхности

В рабочей части вихревой массообменной камеры ВРПМА аргументировано принято считать поверхность капельного потока, который находится в пространстве между распыливающим устройством, расположенным в центральной области ВРПМА, и цилиндрическими стенками этой вихревой камеры [147]. На цилиндрических стенках капли жидкости оседают, образуют пленку, которая под действием газового потока движется к щелям отвода жидкости. Эти щели для отвода жидкости за пределы вихревой массообменной камеры обычно расположены по всей высоте вихревой массообменной камеры. Характер движения капель в рабочей области ВРПМА показана на рисунке 2.1.

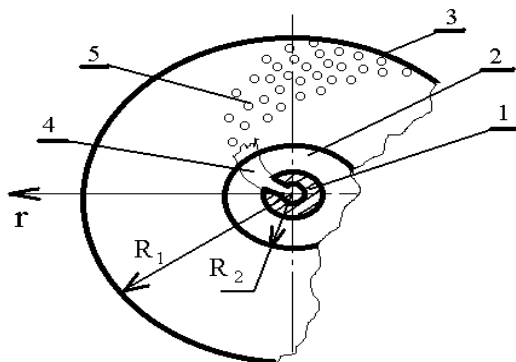


Рис. 2.1. Схема распада струи жидкости: 1 – распылитель; 2 – патрубок отвода газа; 3 – цилиндрическая стенка; 4 – сплошная струя жидкости; 5 – капли жидкости

По данным, которые были накоплены на основе экспериментального материала созданы эмпирические формулы, применение которых для практических расчетов, что приводит к достаточно хорошим результатам. Так, например, при истечении струи со скоростью до 16 м/с из сопла, диаметр отверстия которого изменяется в интервале $d_c = (0,34 \dots 1,2)$ мм, рекомендуется следующее эмпирическое уравнение, в котором число

Рейнольдса определяется по гидродинамическим параметрам газового потока в зоне распыливания:

$$d_k = \frac{6 d_c}{\text{Re}^{0,15}}. \quad (2.37)$$

Как было показано в предыдущих разделах, расчет коэффициентов массопередачи и других параметров, которые характеризуют эффективность работы ВРПМА, теоретическим путем соприкасается с рядом трудностей, в связи с чем по данным экспериментальных исследований необходимо получить зависимость вида 2.1.

Массообменный аппарат ВРПМА представляет собой аппарат распыливающего типа. Процесс массопередачи в таких аппаратах происходит в некотором объеме вихревой массообменной камеры, который заключен между двумя цилиндрическими поверхностями с радиусами R_1 и R_2 и верхней и нижней торцевыми крышками, расстояние между которыми H_K равно высоте массообменной камеры. Для таких аппаратов процессы массопередачи более рационально рассматривать используя понятие «объемного коэффициента» массопередачи.

Учитывая то, что связь между объемным коэффициентом массоотдачи K_{xV} и коэффициентом массоотдачи K_x выражается соотношением

$$K_{xV} = K_x a, \quad (2.38)$$

где a – удельная поверхность контакта фаз, отнесенная к единице рабочего объема аппарата, то есть

$$a = \frac{F}{V_{an}}, \quad (2.39)$$

где F – межфазная поверхность, представляющая собой поверхность капель жидкости.

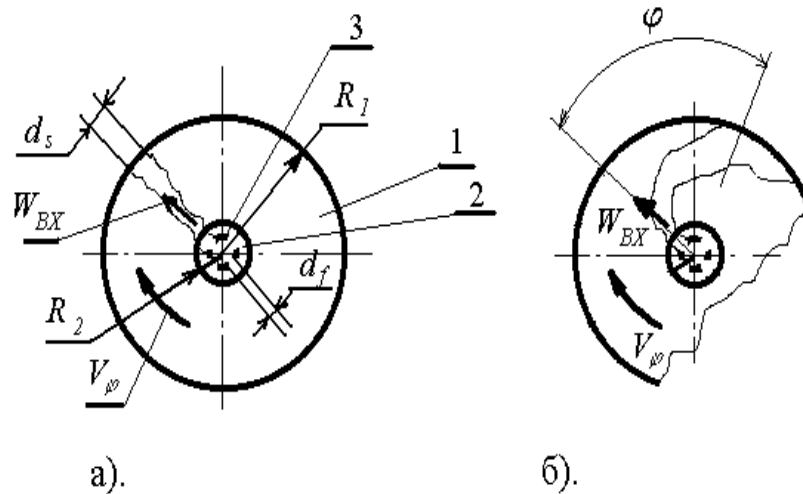


Рис. 2.2. Схема движения струи жидкости: 1 – массообменная камера; 2 – отвод газа; 3 – распылитель; R_1 – радиус массообменной камеры; R_2 – радиус отверстия для отвода газа; d_c – диаметр форсунки (сопла); d_s – диаметр струи жидкости; W_{BX} – скорость жидкости на выходе из сопла

Таким образом, связь между объемным коэффициентом и коэффициентом массопередачи представлен следующей зависимостью:

$$K_x = \frac{K_{vX}}{a} = \frac{K_{vX} V_{an}}{F} \quad (2.40)$$

Определение рабочего объема вихревой массообменной камеры, заключенного между двумя цилиндрическими поверхностями с радиусами R_1 и R_2 , не представляет труда. Задача состоит в определении величины межфазной поверхности, которая представляет собой поверхность капель жидкости находящихся в рассматриваемой рабочей области вихревой массообменной камеры [148].

Схема истечения отдельно взятой струи жидкости из распылителя показана на рисунке 2.2. б. Для вывода искомой зависимости исходим из предположения, что объем жидкости, которая находится в рабочей области ВРПМА, равен объему струй, которые истекают из распылителя. Длина этих струй равна

$$L = R_1 - R_2 \quad (2.41)$$

Предполагая, что для потока капель характерным является какой-то определенный размер капель d_K и учитывая, что количество капель можно определить как

$$n = \frac{V_g}{V_K}, \quad (2.42)$$

а величина поверхности отдельно взятой капли и объем жидкости, которая находится в капле соответственно равны $S_K = d_K^2$ и $V_K = d_K^3/6$, получаем, что величина межфазной поверхности равна

$$F = S_K n_K = \frac{6V_g}{d_K}. \quad (2.43)$$

Выражаем объем жидкости, которая находится в рабочей области вихревой массообменной камеры, в предположении того, что диаметр струи равен диаметру сопла форсунок d_C (n_C – количество сопел, установленных на распылителе), получаем выражение для определения межфазной поверхности в рабочей области вихревой массообменной камеры ВРПМА:

$$F = \frac{3d_C^2}{2d_K} n_C \pi (R_1 - R_2). \quad (2.44)$$

Как было показано в начале данного раздела, диаметр капли жидкости истекающей из распылителя зависит от гидродинамики (скоростей) газа в области распыления жидкости. Таким образом, для определения величины межфазной поверхности и дальнейшего анализа массообменных характеристик ВРПМА необходимо также рассмотреть и гидродинамику газового потока в рабочей области вихревой массообменной камеры ВРПМА.

2.3.2. Определение размера капель распыляемой жидкости

Рассматривая картину истечения струи жидкости из распылителя в центральной области рабочей камеры ВРПМА можно увидеть, что направление истечения этой струи близко к радиальному. Это позволяет предположить, что размер капель образующихся под воздействием газового

потока в основном зависит от окружных скоростей этого потока.

От момента дробления жидкости на капли и до оседания капель на поверхности цилиндрических стенок, капли движутся от центра к периферии под действием центробежной силы, которая должна преобладать над силами аэродинамического влияния со стороны газового потока, которые захватывают капли в совместное с газом движение. В результате этого капли вовлекаются во вращательное движение и под действием центробежных сил движутся от периферии к центру вихревой камеры противотоком газу. Этим обеспечивается регулярное противоточное движение вихревых потоков газа и капель вдоль радиуса рабочей камеры. В противном случае происходит увеличение брызгоуноса и снижается эффективность работы аппарата.

Такое противоточное движение фаз также очень важно для создания гидродинамических условий, которые приводят к ускорению тепломассообменных процессов. Происходит это вследствие движения капли жидкости в газовом потоке с поперечным градиентом окружных скоростей, параметры которого определяется следующим уравнением [147]:

$$V_{\varphi} = \frac{V_{\varphi_1} R_1 - V_{\varphi_2} R_2}{R_1^{\text{Re}+2} - R_2^{\text{Re}+2}} r^{\text{Re}+1} + \frac{V_{\varphi_2} R_2 R_1^{\text{Re}+2} - V_{\varphi_1} R_1 R_2^{\text{Re}+2}}{R_1^{\text{Re}+2} - R_2^{\text{Re}+2}} r^{-1}, \quad (2.45)$$

где R_1 и R_2 – радиус вихревой массообменной камеры и радиус патрубка отвода газа из вихревой камеры; V_{φ_1} и V_{φ_2} – окружные скорости газа на этих

радиусах; $\text{Re} = \frac{V_{R_1} R_1}{\varepsilon^*}$; ε^{**} – коэффициент турбулентной вязкости газового потока.

Использование приводимого математического выражения удобно для теоретического анализа гидродинамики вихревой массообменной камеры, но для практических расчетов оказывается не всегда удобным, так как требует знания гидродинамических параметров газового потока не только на радиусе вихревой массообменной камеры R_1 , но и на радиусе R_2 , что вносит в расчеты неопределенность.

Воздействие такого поперечного градиента скоростей газового потока даже в условиях очень малого размера каплю жидкости приводит к тому, что по разные стороны капли, вдоль радиуса вихревой камеры, ее обтекает газовый поток с разными скоростями (рис. 2.3).

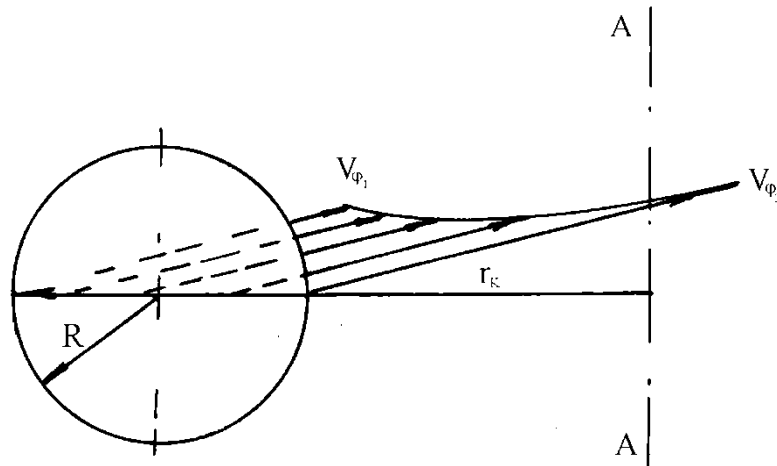


Рис. 2.3. Схема действия газового потока на каплю в вихревой камере ВРПМА

Теоретические и экспериментальные исследования гидродинамики вихревой массообменной камеры ВРПМА позволили получить более точное решение уравнений Навье-Стокса, используя замену коэффициента кинематической вязкости на коэффициент турбулентной вязкости газового потока. Для определения величины окружной скорости газа вдоль радиуса ВРПМА используется следующее математическое выражение [148] :

$$V_{\varphi}(r) = \frac{V_{\varphi 1} \left(R_1^2 V_{r1} + R_1 \varepsilon + R_1 \frac{-V_{r1} R_1 + \varepsilon}{\varepsilon} \varepsilon r \frac{V_{r1} R_1 + 2\varepsilon}{\varepsilon} \right)}{(V_{r1} R_1 + 2\varepsilon) r} \quad (2.46)$$

Зная, что распыление струй жидкости происходит вблизи радиуса массообменной камеры равного R_2 , можно (подставив численное значение этого радиуса для рассматриваемой массообменной камеры вместо текущего значения радиуса вихревой массообменной камеры r , и зная

гидродинамические параметры газового потока на входе в вихревую массообменную камеру на радиусе R_1) определить скорости газа в зоне распыла жидкости и определить размеры получаемых капель жидкости.

2.3.3. Турбулизация циркуляционных потоков в каплях жидкости

Наличие разности скоростей в потоке газа на поверхности капли приводит к смещению точки приложения равнодействующей аэродинамических сил, воздействующих на каплю и на ее вращение. С другой стороны, движение внешних слоев капли вязкой жидкости должно приводить к появлению внутренних циркуляционных токов, ускорению массообмена. С этой точки зрения представляет значительный интерес выявление взаимосвязи между параметром a_1 , который характеризует интенсивность возрастания градиента окружной скорости газа, и увеличением интенсивности внутренних циркуляций:

$$V_{\varphi} = \left(\frac{V_{\varphi_2} - V_{\varphi_1}}{2R} \right) r + V_{\varphi_2} = a_1 r + a_2. \quad (2.47)$$

Рассмотрим влияние на каплю вязкой жидкости газового потока в сферической системе координат, центр которой совпадает с центром капли (рис. 2.3). Воздействие на каплю газового потока с градиентом скоростей вдоль радиуса вихревой массообменной камеры приводит к возникновению аэродинамических сил и сил трения о поверхность капли, величина которых определяемого математическим выражением [147]:

$$F = \frac{5}{8} \psi \rho_g R^4 a_1^2 \pi + \frac{1}{2} \psi \rho_g R^2 a_2^2 \pi + \psi \rho_g R^3 a_1 a_2 \pi, \quad (2.48)$$

где ρ_g – плотность газа; величины a_1 и a_2 выражают изменение скоростей газового потока (характеризуют градиент скорости газа) по обе стороны капли вдоль радиуса вихревой массообменной камеры.

В результате возникает вращение капли, и на ее поверхности появляются касательные напряжения, величина которых равна

$$\tau = \mu_{\Gamma} \frac{dV}{d\rho}, \quad (2.49)$$

где μ_{Γ} – коэффициент динамической вязкости газа.

Сферические координаты показаны на рисунке 2.4.

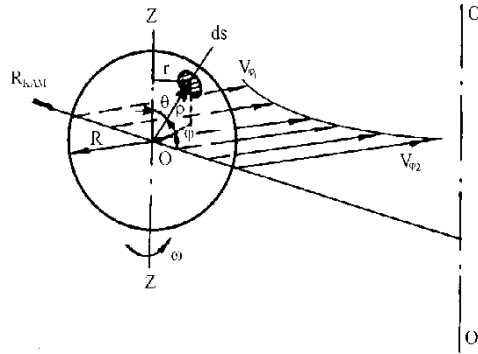


Рис. 2.4. Схема движения капли в вихревом потоке газа: $o'-o'$ – ось вихревой камеры; ρ, θ, φ –; ω –; R – радиусы капли; r – радиус вращения элементарной площадки ds , нормальной к радиусу; $Z-Z$ – ось вращения капли жидкости

Так как линейная скорость на рассматриваемой поверхности равна

$$V = \omega r, \quad (2.50)$$

где ω – угловая скорость вращения выделенного элемента с радиусом вращения r , то

$$dV = \omega dr + r d\omega. \quad (2.51)$$

Учитывая, что $r = \rho \sin \theta$

$$dr = \sin \theta d\rho + \rho \cos \theta d\theta, \quad (2.52)$$

уравнение (2.51) принимает вид

$$dV = \omega \sin \theta d\rho + \omega \rho \cos \theta d\theta + \rho \sin \theta d\omega, \quad (2.53)$$

откуда выражение градиента скорости по нормали к сферической поверхности капли принимает вид

$$\frac{dV}{d\rho} = \omega \sin \theta + \omega \rho \frac{d\theta}{d\rho} + \rho \sin \theta \frac{d\omega}{d\rho}. \quad (2.54)$$

Тогда величина касательных напряжений

$$\tau = \mu_{\Gamma} \left(\omega \sin \theta + \omega \rho \cos \theta \frac{d\theta}{d\rho} + \rho \sin \theta \frac{d\omega}{d\rho} \right). \quad (2.55)$$

Уравнение 2.55 преобразуется следующим образом:

$$\tau = \mu_{\Gamma} \left(\omega_{\text{К}} \sin \theta + \frac{\omega_{\text{К}}}{\delta} R \cos \theta d\theta + R \sin \theta \frac{\omega_{\Gamma}}{\delta} \right). \quad (2.56)$$

Сила трения, действующая на элементарную площадку поверхности капли ds , равна

$$d\Gamma = \tau ds = \mu_{\Gamma} \omega_{\text{К}} \left(\sin \theta + \frac{R}{\delta} \cos \theta d\theta + \frac{\rho}{\delta} \sin \theta \right) ds, \quad (2.57)$$

где величина ds в сферической системе координат равна $ds = R^2 \sin \theta d\theta d\phi$, а величина r на поверхности капли $r = R \sin \theta$.

Уравнение (2.57) можно несколько упростить, считая, что составляющая, содержащая множитель d , является малой величиной по отношению к другим слагаемым [147], то есть

$$d\Gamma = \mu_{\Gamma} \omega \left(1 + \frac{R}{\delta} \right) \sin \theta ds. \quad (2.58)$$

Тогда величина силы трения газа о поверхность вращающейся капли равна

$$\Gamma = 2\mu_g \Gamma \omega_{\text{К}} R^2 \left(\int_0^{\pi} \int_0^{\pi} \sin^2 \theta d\theta d\phi + \frac{R^3}{\delta} \int_0^{\pi} \int_0^{\pi} \sin^2 \theta d\theta d\phi \right), \quad (2.59)$$

или после интегрирования

$$\Gamma = \pi^2 \mu_{\Gamma} \omega_{\text{К}} R^2 \left(1 + \frac{R}{\delta} \right). \quad (2.60)$$

Если считать, что ось вращения капли проходит сквозь ее центр 0, то момент силы трения dM_c равен

$$dM_c = r d\Gamma = \mu_{\Gamma} \omega_{\text{К}} \left(1 + \frac{R}{\delta} \right) R^3 \sin^3 \theta d\theta d\phi,$$

$$dM_c := \rho \sin(\theta)^3 \mu_g \omega \left(1 + \frac{R}{\delta} \right) R^2 d(\theta) d(\phi) \quad (2.61)$$

После интегрирования по всей поверхности капли величина момента сил трения равна

$$M_c = 2 \int_0^R \int_0^\pi \int_0^\pi \rho \sin(\theta)^3 \mu_g \omega \left(1 + \frac{R}{\delta} \right) R^2 d(\theta) d(\phi) d\theta d\phi d\rho \quad (2.62)$$

$$M_c := \frac{4 \mu_g \omega (\delta + R) R^4 \pi}{3 \delta} \quad (2.63)$$

В соответствии с законом динамики вращательного движения вращение системы, в данном случае представляющей собой каплю жидкости, описывается уравнением движения

$$\frac{d(I_z \omega)}{dt} = \sum M_z \quad (2.64)$$

где I_z – момент инерции капли относительно оси вращения; M_z – сумма моментов сил относительно оси вращения. Капля не является твердым телом, и момент инерции представляет собой выражение

$$I_z = \int_V r^2 \rho_g dV \quad (2.65)$$

где r – расстояние от элемента объемом dV до оси вращения; ρ_g – плотность жидкости. Элемент объемом dV в сферической системе координат равен $dV = r^2 \sin \theta dr d\theta d\phi$.

Уравнение можно записать в виде

$$I_z = \rho_g \int_V r^4 \cos^2 \theta \sin^3 \theta dr d\theta d\phi \quad (2.66)$$

а выражение $d(I_z \omega)$ – как сумму

$$d(I_z \omega) = \omega dI_z + I_z d\omega,$$

где $dI_z = \rho_g r^4 \cos^2 \theta \sin \theta dr d\theta d\phi$, а I_z для капли, имеющей форму сплошного шара

$$I_z = (2/5)mR^2,$$

где масса капли $m = \rho_6 V = \rho_6 (4/3)R^3$, в т. ч. $I_z = (8/15) \rho_6 R^5$.

Тогда уравнение (2.64) принимает вид

$$\omega \rho_g \rho^4 \cos^2 \theta \sin \theta \frac{d\rho}{dt} d\theta d\varphi + \frac{8}{15} \rho_g \pi R^5 \frac{d\omega}{dt} = \sum M_z. \quad (2.67)$$

Величину M_z можно определить как разность момента, который возникающего вследствие действия градиента скоростей, и момента сил сопротивления, возникающего из-за наличия касательных напряжений на поверхности капли при ее вращении

$$\begin{aligned} \sum M_z = M - M_c = & \frac{\varphi \rho_g R^3 a_2^2 \pi}{2} + \frac{7 \varphi \rho_g R^5 a_1^2}{8} + \\ & + \frac{5 \varphi \rho_g R^4 a_2 a_1 \pi}{4} - \frac{4 \mu_g \omega (\delta + R) R^4 \pi}{3 \delta}. \end{aligned} \quad (2.68)$$

После упрощений получаем

$$\begin{aligned} \sum M_z = & \frac{1}{24 \delta} \left(R^3 \pi \left(-12 \varphi \rho_g a_2^2 \delta - 21 \varphi \rho_g R^2 a_1^2 \delta - \right. \right. \\ & \left. \left. - 30 \varphi \rho_g R a_2 a_1 \delta + 32 \mu_g \omega R \delta + 32 \mu_g \omega R^2 \right) \right). \end{aligned} \quad (2.69)$$

Тогда

$$\begin{aligned} & \frac{\omega \rho_g \rho^4 \cos(\theta)^2 \sin(\theta) d(\rho) d(\theta) d(\varphi) + \frac{8 \rho_g R^5 \pi d(\omega)}{15}}{d(t)} = \\ & = \frac{1}{24 \delta} \left(R^3 \pi \left(-12 \varphi \rho_g a_2^2 \delta - 21 \varphi \rho_g R^2 a_1^2 \delta - \right. \right. \\ & \left. \left. - 30 \varphi \rho_g R a_2 a_1 \delta + 32 \mu_g \omega R \delta + 32 \mu_g \omega R^2 \right) \right). \end{aligned} \quad (2.70)$$

В массообменном процессе важную роль играют радиальные течения вдоль радиуса капли, которые ускоряют обновление межфазной поверхности и приводят к интенсификации массообмена [148]. Элементарный поток жидкости внутри капли через элементарную площадку, которая перпендикулярна радиусу капли, равен произведению радиальной

составляющей скорости жидкости на величину этой площадки, а радиальная составляющая скорости равна $d\rho/dt$ и является радиальной составной скорости движения жидкости в капле W_r и характеризует скорость переноса вещества внутри капли, то есть интенсивность конвективного массообмена.

2.3.4. Влияние свойств сред на эффективность массообмена

Так как основное влияние на каплю оказывает газовый поток, то с точки зрения интенсификации этого воздействия определенный интерес представляет вопрос о влиянии свойств газовой среды на внутренние циркуляционные токи в каплях.

В основном газовая среда характеризуется такими параметрами, как плотность ρ_g и коэффициент динамической вязкости μ_g газа.

Величина $\rho^2 \sin \theta d\theta d\varphi$, как показано выше, является выражением для определения элемента сферической поверхности ds . Таким образом, расход жидкости сквозь поверхность ds , нормальную к радиусу капли внутри этой капли, равен

$$dq = \omega_r ds = \frac{d\rho}{dt} \rho^2 \sin \theta d\theta d\varphi \quad (2.71)$$

Тогда с учетом ранее полученных выражений можно записать

$$\omega \rho_g \rho^4 \cos(\theta)^2 dq = - \frac{1}{24\delta} \left(R^3 \pi \left(-12\varphi \rho_g a_2^2 \delta - 21\varphi \rho_g R^2 a_1^2 \delta - \right. \right. \\ \left. \left. - 30\varphi \rho_g R a_2 a_1 \delta + 32\mu_g \omega R \delta + 32\mu_g \omega R^2 \right) \right) \quad (2.72)$$

Подвергая анализу полученные уравнения, можно определить зависимость между величиной dq , характеризующей величину радиальных токов в капле, и величиной a_1 (характеризует градиент окружной скорости т. е. разность окружных скоростей газа по обе стороны капли), которая носит сложный нелинейный характер.

$$dq = - \frac{1}{24 \omega \rho_g \rho^4 \cos(\theta)^2 \delta} \left(R^3 \pi \left(-12 \varphi \rho_g a_2^2 \delta - 21 \varphi \rho_g R^2 a_1^2 \delta - \right. \right. \\ \left. \left. - 30 \varphi \rho_g R a_2 a_1 \delta + 32 \mu_g \omega R \delta + 32 \mu_g \omega R^2 \right) \right) \quad .(2.73)$$

Таким образом, полученное уравнение 2.73 подтверждает существующую зависимость между поперечным градиентом скорости газа в вихревой камере, интенсивностью радиальных токов в капле и, следовательно, интенсивностью массообменных процессов. Входящие в это уравнение значения плотности газового потока и значение динамического коэффициента динамической вязкости показывают степень влияния физических свойств газовой среды на интенсивность внутренних циркуляционных токов внутри капель.

2.3.5. Влияние противоточного движения капель и газа (пара) на эффективность массообмена

Наличие поперечного градиента скоростей газового потока в вихревой массообменной камере ВРПМА оказывает влияние на увеличение внутренней циркуляции жидкости в каплях. При этом обязательным условием является то, что капли жидкости должны двигаться противотоком вихревому газовому потоку вдоль радиуса вихревой массообменной камеры ВРПМА. Такое движение возможно при условии создания плоского вихревого движения газового потока и в случае когда величины центробежных сил, действующих на капли жидкости, будут больше сил аэродинамического сопротивления со стороны газового потока, которые вовлекают капли жидкости в совместное с газом движение вдоль радиуса вихревой массообменной камеры.

При создании такой гидродинамической обстановки по обе стороны капли в направлении вдоль радиуса вихревой массообменной камеры на поверхностные слои жидкости в капле действуют окружные скорости газа различные по величине. Вследствие этого возникает вращение капли в

газовом потоке, а так как капля не является твердым телом, то возникает движение верхних слоев жидкости в капле, что позволяет положить в основу теоретического вывода взаимосвязи между циркуляционными токами в капле и интенсификацией массообменных процессов следующую модель.

Капля имеет сферическую поверхность, так как капли жидкости образуются в зоне распыления струй жидкости в ВРПМА в месте больших окружных скоростей газового потока (порядка 80–100 м/с). Поверхностные силы в каплях малого размера достаточно велики, чтобы газовый поток существенно деформировал каплю и ее форма отклонялась бы от сферической.

Однако газовый поток оказывает воздействие на поверхностные слои капли по обе стороны вдоль радиуса массообменной камеры. Поверхностные слои жидкости движутся в одном направлении с потоком газа, который обтекает каплю в окружном направлении относительно оси вихревой массообменной камеры. В соответствии с законом неразрывности жидкой среды поверхностные потоки жидкости сходятся в какой-то точке. После этого в точке схождения потоков с тыльной стороны капли происходит изменение движения жидкости к центру капли. С фронтальной стороны капли, где происходит натекание потока газа, должна наблюдаться обратная картина. Существует радиальное течение жидкости, направленное от центра к периферии, которое изменяет направление движения, перерастая в течение вдоль окружности капли по обе ее стороны. Схема воздействия вихревого газового потока и предполагаемое направление внутренних циркуляционных токов в капле жидкости показана на рисунке 2.5.

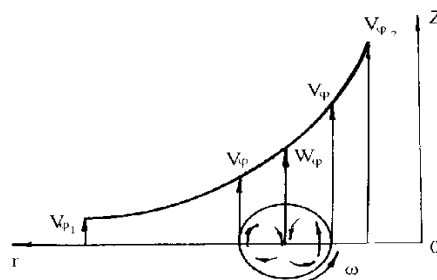


Рис. 2.5. Схема влияния на каплю газового потока в ВРПМА

За каждый малый промежуток времени dt капля проходит некоторое расстояние совместно с газом в окружном направлении, двигаясь вместе с ним и вдоль радиуса вихревой массообменной камеры. За это же время капля жидкости проходит под действием центробежной силы некоторое расстояние в направлении вдоль радиуса вихревой массообменной камеры ВРПМА. Это в целом определяет ее спиральную траекторию движения в рабочем пространстве вихревой массообменной камеры ВРПМА, где и происходит контакт между газом и жидкостью и протекают массообменные процессы.

2.3.6. Влияние конструктивных особенностей ВРПМА на движение потоков и массообменные характеристики ВРПМА

Ранее в предыдущих разделах было показано, что газовый поток, который в окружном направлении обтекает капли жидкости в вихревой массообменной камере, имеет окружные скорости по обе стороны капли (вдоль радиуса вихревой массообменной камеры), которые можно определить из уравнения

$$V_{\varphi} = a_1 r + a_2, \quad (2.74)$$

$$a_1 = \left(\frac{V_{\varphi_2} - V_{\varphi_1}}{2R} \right) \quad \text{и} \quad a_2 = V_{\varphi_2},$$

где величины a_1 и a_2 соответственно равны.

С другой стороны, величину окружной скорости газового потока в любой точке вихревой массообменной камеры можно определить по уравнению

$$V_{\varphi}(r) = \frac{V_{\varphi_1} \left(R_1^2 V_{r1} + R_1 \varepsilon + R_1 \frac{-V_{r1} R_1 + \varepsilon}{\varepsilon} \varepsilon r^{\frac{V_{r1} R_1 + 2\varepsilon}{\varepsilon}} \right)}{(V_{r1} R_1 + 2\varepsilon) r}, \quad (2.75)$$

где радиус массообменной камеры, равный R_2 , представляет радиус

отвода газового потока из рабочей части вихревой массообменной камеры, а радиус R_1 является радиусом, на котором расположены тангенциальные щели для ввода газового потока в вихревую массообменную камеру, и этот радиус в целом определяет внешние габариты вихревой рабочей камеры ВРПМА.

Входящая в вышеприведенное уравнение (2.75) величина радиальной составляющей газового потока на входе в вихревую массообменную камеру зависит от высоты этой вихревой камеры, что видно из уравнения

$$Vr_1 = \frac{Q_g}{2\pi R_1 H} \quad (2.76)$$

Таким образом, приводимые математические зависимости показывают связь между величинами геометрических размеров вихревой камеры ВРПМА, такими, как ее радиус, радиус отвода газового потока в одной из торцевых крышек и высотой этой вихревой камеры, а как показывает математический анализ, эти геометрические параметры оказывают воздействие и на интенсивность массообменных процессов.

2.3.7. Математическое описание влияния гидродинамики газок капельного потока в рабочей камере ВРПМА на массообменные процессы

Принимая во внимание изложенную модель движения потоков, для элемента поверхности ds капли можно записать уравнение материального баланса в дифференциальной форме:

$$dW_A = -L_0 dx, \quad (2.77)$$

где L_0 представляет собой расход инертного жидкого носителя, проходящего сквозь площадку ds .

Уравнение материального баланса можно также записать и в другой форме с учетом коэффициента массоотдачи в жидкой фазе и разности концентраций (x_p – равновесная концентрация) :

$$dW_A = x(x_p - x) ds, \quad (2.78)$$

Исходя из уравнений (2.77) и (2.78) можно записать следующее

равенство:

$$-L_0 dx = \beta_x (x_p - x) ds, \quad (2.79)$$

или, решив это уравнение относительно расхода носителя, имеем

$$-L_0 = \frac{\beta_x (x_p - x) ds}{dx}. \quad (2.80)$$

Расход жидкого носителя через элементарную площадку, расположенную нормально к радиусу капли, равен

$$L_0 = \rho_6 w_\rho ds = \rho_6 dq. \quad (2.81)$$

Приравняем два полученных последних уравнения между собой

$$\rho_g dq = \frac{\beta_x (-x_p + x) ds}{dx}, \quad (2.82)$$

откуда можно найти объемный расход жидкости через элементарную площадку

$$dq = \frac{\beta_x (-x_p + x) ds}{dx \rho_g}. \quad (2.83)$$

Число единиц переноса в жидкой фазе можно определить как

$$N = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{\beta (x_p - x)} = -2 \int_0^\pi \int_0^\pi \frac{ds}{\rho dq}, \quad (2.84)$$

или, учитывая, что интегрирование необходимо производить по всему объему капли жидкости, уравнение (2.84), можно записать следующим образом:

$$N = -2 \int_0^R \int_0^\pi \int_0^\pi \frac{ds}{\rho dq} d\theta d\varphi d\rho, \quad (2.85)$$

где величины ds и dq в сферической системе координат были определены ранее: $ds = \rho^2 \sin\theta d\theta d\varphi$,

$$dq = - \frac{1}{24 \omega \rho_g \rho^4 \cos(\theta)^2 \delta} \left(R^3 \pi \left(-12 \varphi \rho_g a_2^2 \delta - 21 \varphi \rho_g R^2 a_1^2 \delta - \right. \right. \\ \left. \left. - 30 \varphi \rho_g R a_2 a_1 \delta + 32 \mu_g \omega R \delta + 32 \mu_g \omega R^2 \right) \right)$$

Если предположить, что поверхностью, через которую движется циркуляционный поток, несущий массу передаваемого вещества, является сферическая поверхность, то после интегрирования по поверхности и математических преобразований получаем

$$N = \frac{R \omega}{6 \left[\frac{\mu_{\Gamma} \omega_{\kappa}}{3} \left(1 + \frac{5}{8} \right) + \frac{\rho}{15} R^2 \frac{d\omega}{dt} - 2\psi \rho_{\Gamma} \left(\frac{7}{128} R^2 a_1^2 + \frac{5}{8} R a_1 a_2 + \frac{a_2^2}{32} \right) \right]}. \quad (2.86)$$

Если в газовом потоке будет отсутствовать в поперечном направлении движения капли градиент скорости ($V_{\varphi_1} = V_{\varphi_2}$, $a_1 = 0$), то число единиц переноса определяется следующим математическим выражением [148]:

$$N^* = \frac{R \omega}{6 \left[\frac{\mu_{\Gamma} \omega_{\kappa}}{3} \left(1 + \frac{5}{8} \right) + \frac{\rho}{15} R^2 \frac{d\omega}{dt} - 2\psi \rho_{\Gamma} \frac{a_2^2}{32} \right]}. \quad (2.87)$$

При сравнении полученных формул становится очевидным, что $N > N^*$ из-за неравенства знаменателей.

Из приведенных выше математических выражений можно сделать вывод, что наличие поперечного градиента скорости газа приводит к интенсификации внутренних циркуляционных токов, которые, в свою очередь, увеличивают интенсивность массообмена и число единиц переноса:

$$\frac{N}{N^*} = \frac{\frac{\mu_{\Gamma} \omega_{\kappa}}{3} \left(1 + \frac{5}{8} \right) + \frac{\rho}{15} R^2 \frac{d\omega}{dt} - 2\psi \rho_{\Gamma} \frac{a_2^2}{32}}{\frac{\mu_{\Gamma} \omega_{\kappa}}{3} \left(1 + \frac{5}{8} \right) + \frac{\rho}{15} R^2 \frac{d\omega}{dt} - 2\psi \rho_{\Gamma} \left(\frac{7}{128} R^2 a_1^2 + \frac{5}{8} R a_1 a_2 + \frac{a_2^2}{32} \right)} > 1. \quad (2.88)$$

Количественное решение уравнения (2.88) осложнено вследствие неопределенности величин содержащих ω , $d\omega/dt$, что определяется нестационарным характером гидродинамического взаимодействия потоков. Выявление массообменных характеристик, их взаимосвязи с гидродинамикой потоков в вихревой камере требует проведение теоретических и экспериментальных исследований, результаты которых изложены в следующих разделах.

2.4. Интенсификация массообмена в аппаратах производства кальцинированной соды

Необходимость внимательного подхода к вопросам абсорбции аммиака в условиях производства кальцинированной соды объясняется тем, что аммиак является основным по количеству компонентом, поглощаемым в отделении абсорбции.

Сначала проанализируем физико-химические основы ускорения абсорбции аммиака и известные конструкции современных массообменных контактных устройств для абсорбции легкорастворимых газов. Аммиак относится к хорошо растворимым газам, скорость абсорбции которых велика и определяется лишь диффузионным сопротивлением газовой пленки [149].

Из уравнения кинетики массопередачи видно, что для ускорения процесса абсорбции аммиака необходимо применять контактные устройства, обеспечивающие высокую величину произведения коэффициента массоотдачи в газовой фазе на площадь поверхности контакта фаз.

Следует отметить, что численное значение величины коэффициента массоотдачи в газовой фазе и площади поверхности контакта фаз для многих типов аппаратов известны из литературных данных [150, 151, 152]. Высокими значениями величин коэффициента массоотдачи в газовой фазе обладают обычно скоростные аппараты [151]. Например, максимальную величину коэффициента массоотдачи в газе имеют распылительные аппараты типа труб Вентури [151] и вихревые аппараты [153]. Хотя абсолютная площадь поверхности контакта фаз в этих аппаратах мала, но высокая степень обновления поверхности и высокая турбулизация газа обеспечивают эффективный массоперенос. Площадь контакта фаз, например, в промышленной трубе Вентури при расходе газа порядка $20000 \text{ м}^3/\text{ч}$ находится в пределах $7 - 10 \text{ м}^2$. Необходимо сказать, что скоростные аппараты отличаются высоким гидравлическим сопротивлением. Затраты энергии для скоростных аппаратов быстро увеличиваются с увеличением расхода газа.

Однако величина удельной площади поверхности контакта фаз простейших насадочных колонн в десятки раз больше, чем в скоростных аппаратах. Например, для колец Рашига она достигает 200–300 м²/м³ [151]. Для аппаратов с плоскопараллельной насадкой эта величина достигает 500 м²/м³ и более. Конечно, величина коэффициента массоотдачи на единицу поверхности в этих аппаратах мала, но общая величина произведения βF в низкоскоростных аппаратах может быть соизмеримой и даже больше, чем в скоростных аппаратах [154].

Из сказанного следует, что применение скоростных аппаратов для интенсификации массообмена в каждом конкретном случае может быть подвергнута сомнению. Скоростные аппараты вытесняют обычные аппараты лишь в том случае, если получают всестороннее экономическое обоснование и если есть ограничения по габаритным размерам аппарата.

Проанализируем известные конструкции вихревых аппаратов. Ранее специалисты в области вихревых аппаратов [155, 156] не занимались решением проблем интенсификации массообменных процессов для специфических условий производства кальцинированной соды.

Например, Успенский В. А. разработал [157] ряд новых конструкций вихревых аппаратов. Однако ни один из его аппаратов не может быть применен для решения проблемы абсорбции аммиака в специфичных условиях производства кальцинированной соды.

Большое разнообразие известных конструкций вихревых аппаратов показывает, что в литературе мало работ, которые на научной основе определяют оптимальную связь конструктивных и режимных параметров аппарата для условий абсорбции аммиака в производстве кальцинированной соды.

Большинство работ нацелено на исследование эффективности зафиксированных изобретателем конструкций [151] и лишь недавно начал развиваться новый поэлементный подход к исследованию вихревых аппаратов [152]. Высокая эффективность вихревых контактных устройств в

настоящее время не вызывает сомнений. Количественное сравнение различных типов контактных устройств по величине брызгоуноса и предельным скоростям газа проведено Сафиным Р.Ш. и Лобановым В.М. [158]. Показано, что аппараты вихревого типа обладают минимальным брызгоуносом и работают при более высокой нагрузке по газу. Однако, безосновательное применение даже высокоэффективных устройств часто приводит к отрицательным результатам. Необходима разработка специальных конструкций, обеспечивающих: быстрый выход аппарата на оптимальный режим эксплуатации, ликвидацию брызгоуноса и максимальное увлечение аммиака при технологическом режиме.

По способу крутки газожидкостного потока вихревые устройства можно подразделить на два основных класса: крутка жидкостью и крутка газом. Способ крутки потока жидкостью не получил широкого распространения.

Вторым распространенным способом крутки газожидкостного потока является крутка газом. Этот способ позволяет резко уменьшить брызгоунос жидкости при одновременном увеличении интенсивности взаимодействия фаз.

Крутка потока газом может быть: по оси вихревого устройства (через винтовой или осевой завихритель); снаружи (через одну или несколько тангенциальных щелей); изнутри (через завихритель с тангенциальными или аксиально-тангенциальными щелями). Кроме того, могут быть различные разновидности комбинаций крутки [127].

Каждый из описанных способов крутки газожидкостного потока позволяет создавать компактные многоступенчатые абсорберы высокой производительности.

По способу подвода жидкости внутрь аппарата классификация предусматривает: подвод принудительный (например насосом), подвод самотеком, подвод инжекционный и комбинации одновременного сочетания двух или сразу трех способов подвода жидкости.

Высокая эффективность массопередачи в вихревых устройствах

объясняется тем, что внутри вихревых аппаратах наблюдается активная, непрерывно обновляющаяся, высокоразвитая площадь поверхности контакта фаз. Высокие значения центробежных сил позволяют эффективно отделить газовый поток от жидкости.

По направлению движения фаз вихревые аппараты подразделяются на: прямоточные, противоточные, перекрестные, нисходящие и восходящие.

Примерами контактных устройств с нисходящим потоком фаз является аппарат конструкции Н. М. Жаворонкова и Н. А. Николаева [159, 160, 161] и вихревой аппарат для очистки газов конструкции А. Н. Николаева, Н. А. Николаева и В. А. Малюсова [34, 162].

Данные аппараты могут найти применение в производстве, где требуется много жидкости. Применить эти аппараты для интенсификации абсорбции аммиака в производстве кальцинированной соды можно, но нецелесообразно, так как для каждой ступени потребуются циркуляционные насосы. Кроме того, несовершенным является процесс сепарации фаз. Работа таких аппаратов приведет к большому брызгоуносу.

Примером конструкции вихревого аппарата с перекрестно-противоточным взаимодействием фаз является конструкция, разработанная В. И. Чирцовым, Ю. Ф. Артамоновым и С. М. Юдиным [163]. Представленный аппарат нашел применение для опытных испытаний в процессах десорбции йода и брома [164], где жидкость по массе дозируется больше, чем газа в 10–12 раз.

Для процессов очистки отходящих газов от легко растворимых веществ перспективными являются вихревые устройства с противоточным и прямоточным движением фаз. В вихревых устройствах увеличена поверхность контакта фаз и происходит более интенсивное ее обновление в результате соударения капель жидкости, как с элементами конструкции, так и с потоком вращающейся жидкости.

В вихревых устройствах площадь поверхности контакта фаз может быть увеличена за счет изменения элементов конструкции [128, 153]. При

изменении плотности орошения площадь поверхности контакта фаз изменяется существенно [163]. В то же время при изменении скорости газа площадь поверхности контакта фаз изменяется менее значительно, либо практически не зависит от скорости газ [153].

Проанализировав известные конструкции вихревых контактных устройств была разработана и обоснована перспективная конструкция высокоэффективного вихревого аппарата (ВРПМА), обеспечивающую повышенную пропускную способность по газу и жидкости малым гидравлическим сопротивлением, применительно к условиям и процессам производства кальцинированной соды.

Анализируя теоретические и экспериментальные данные по кинетике абсорбции аммиака [165, 166, 139] можно утверждать, что для интенсификации процесса абсорбции необходимо использовать аппараты, обеспечивающие одновременно высокое значение как коэффициента массоотдачи, так и поверхности контакта фаз. Другими словами для интенсификации процесса абсорбции газов необходимо стремиться к быстрому обновлению поверхности контакта фаз и увеличению степени турбулизации фаз. Этим требованием удовлетворяют вихревые контактные устройства, обеспечивающие интенсивный гидродинамический режим взаимодействия фаз.

Указанные вихревые аппараты можно рекомендовать для ряда процессов содового производства.

Так, перед выбросом в атмосферу абсорбция аммиака из газов, поступающих после колонн карбонизации через промыватель газов колонн-I осуществляется в многоступенчатом промывателе газов колонн-II (ПГКЛ-II). Аппарат имеет 8 барботажных тарелок. Диаметр аппарата 3 м. Высота одной тарелки 1,3 м. Масса аппарата около 120 т.

Один промыватель газов колонн-II (ПГКЛ-II) работает с одной колонной абсорбции аммиака и соединен с ней последовательно по ходу жидкости. Конечное содержание аммиака в аммонизированном рассоле после абсорбера

аммиака должно быть в пределах 104–108 н. д. Допускается содержание аммиака в рассоле после ПГКЛ-II в пределах 4–24 н. д. Расход газа через один промыватель газов находится в пределах $(5-10)10^3 \text{ м}^3/\text{ч}$. Соответственно расход рассола (60–100) т/ч. Концентрация аммиака на входе в промышленный ПГКЛ-II находится в пределах 70–130 г/м³. Концентрация аммиака на выходе из действующего аппарата находится в пределах 0,1–0,2 г/м³. Работа действующего барботажного промывателя сопровождается брызгоуносом рассола. Для улова брызг устанавливается дополнительная ловушка. Допустимая концентрация аммиака в газовом выбросе 0,05 г/м³. Для перспективных технологий брызгоунос жидкости должен быть исключен практически на 100 %. На содовых заводах в одном производстве одновременно работает от 3 до 7 барботажных промывателей ГТГКЛ- II. Суммарный расход газового потока, подлежащего газоочистке, достигает 80000 м³/ч.

Большие капитальные затраты на абсорбцию аммиака в промывателе газов колонн-II говорят о том, что необходимо внимательное рассмотрение закономерностей процесса абсорбции аммиака низкой концентрации. Из закономерностей равновесия процесса стало понятно, что аммиак является легкорастворимым газом и для абсорбции аммиака после колонн карбонизации необходим многоступенчатый контакт фаз в противотоке между газом и жидкостью. На заводах для этой цели применяют восемь ступеней контакта фаз с барботажным принципом на каждой ступени. Абсорбцию аммиака ведут рассолом. При газоочистке концентрация аммиака в газе уменьшается с 65–130 до 0,1–0,2 г/м³. Образующийся после ПГКЛ-II слабый аммонизированный рассол самотеком перетекает на стадию получения аммонизированного рассола высокой концентрации в колонну абсорбции аммиака высокой концентрации. В этой связи второй промыватель газов (ПГКЛ-II) выполняет функцию утилизатора аммиака из отходящих газов после колонн карбонизации для обеспечения минимума потерь аммиака в атмосферу. Вторая функция заключается в

предварительной подготовке аммонизированного рассола для основной технологии производства соды. Это достигается по материальному балансу производства соды. Следовательно, основной задачей промывателя газов колонн-II, является улов аммиака из газового потока с целью его возврата в производственный цикл. Это означает, что второй промыватель газов выполняет задачу как экономического, так и экологического характера. Абсорбция аммиака из газов до какой-то концентрации экономически, безусловно, выгодна. Однако глубокая газоочистка от аммиака и одновременная очистка газов от оксида углерода, углеводородов, оксидов азота при простом увеличении ступеней контакта фаз барботажного абсорбера теоретически невозможна.

Известно, например, в промышленных условиях Стерлитамакского предприятия ОАО «Сода» подключали для газоочистки два промывателя газов колонн-II (всего 16 барботажных ступеней) последовательно. При этом концентрация аммиака в газовом потоке существенно не уменьшалась и составляла 0,1 при норме 0,05 г/м³. Не уменьшился и брызгоунос аммонизированного рассола. Это говорит о том, что необходимо проанализировать специфику процесса газоочистки.

В общем виде кинетика абсорбции аммиака описывается известным уравнением массопередачи.

Основное сопротивление массопередаче при абсорбции аммиака в общем виде выражается уравнением

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x},$$

где m – константа равновесия аммиака между газом и жидкостью; β_x – коэффициент массоотдачи в жидкой фазе; β_y – коэффициент массоотдачи в газовой фазе; K – общий коэффициент массоотдачи.

Для абсорбции аммиака чистым рассолом (или водой) величина m равна нулю, так как равновесная упругость паров аммиака над чистым рассолом равна нулю.

Тогда

$$\frac{1}{K} \leq \frac{1}{\beta_y}. \quad (2.89)$$

Так как реакция в жидкости практически мгновенная и равновесная концентрация аммиака над чистым рассолом равна нулю, то основное сопротивление процессу массопередачи при абсорбции аммиака сосредоточено в газовой фазе. Выражение (2.89) принимает вид

$$M = \beta_y F(\Delta). \quad (2.90)$$

Из последнего выражения следует, что для ускорения процесса абсорбции аммиака рассолом нужно увеличивать значение коэффициента массоотдачи в газе и значение площади поверхности контакта фаз.

Коэффициент массоотдачи представляет собой отношение [99]:

$$\beta = D / \delta, \quad (2.91)$$

где D – коэффициент диффузии; δ – толщина пленки, через которую идет диффузия.

Следовательно, как указывалось ранее, для ускорения абсорбции аммиака нужны аппараты, обеспечивающие максимальное значение коэффициента диффузии и минимальную толщину пленки, как газа, так и жидкости. Поэтому для интенсификации процесса абсорбции аммиака рассолом необходима повышенная турбулизация газовой фазы и быстрое обновление поверхности контакта фаз, что реализуется в полной мере в аппаратах конструкции ВРПМА. В выражении (2.91) величина коэффициента диффузии существенно увеличивается за счет турбулентной составляющей:

$$D = D_T + D_L, \quad (2.92)$$

где D_T – коэффициент диффузии турбулентного переноса; D_L – коэффициент диффузии при ламинарном течении.

В этой связи перспективными являются контактные аппараты вихревого типа [167].

Площадь поверхности контакта фаз в единице объема ступени аппарата максимальна для насадочных колонн и аппаратов с плоскопараллельной

насадкой. Например, для промышленных насадочных колонн удельная площадь поверхности контакта фаз достигает $200 \text{ м}^2/\text{м}^3$ [99]. Однако, коэффициент массопередачи, отнесенной к единице поверхности контакта фаз в насадочных колоннах самый маленький по сравнению с другими аппаратами и находится в пределах величин, определяемых для пленочной колонны [168]. Исключение составляют насадочные колонны, работающие в режиме «захлебывания», когда скорость газа в колонне увеличена до значений скорости «витания» частиц [169]. При этой скорости противоток между газом и жидкостью сохраняется, хотя жидкость зависает в большом количестве, находясь в турбулизированном состоянии. Этот способ интенсификации открыт В.В. Кафаровым [97]. Однако на практике из-за большого гидравлического сопротивления насадочной колонны в режиме «захлебывания» такой способ интенсификации не применяется.

В вихревых контактных аппаратах удельная площадь поверхности контакта фаз на порядок меньше [170], чем в насадочных колоннах и колоннах с плоскопараллельной насадкой [171], но резко увеличивается степень обновления поверхности и степень турбулизации фаз. Высокая степень обновления поверхности и высокая степень турбулизации жидкости и газа в вихревых аппаратах, приводит к тому, что коэффициент полезного действия в них, как по газовой, так и по жидкой фазе находится в пределах 90-99%. Кроме того, важнейшим преимуществом вихревых аппаратов является минимальный брызгоунос, что позволяет проводить процессы абсорбции при относительно малой нагрузке аппарата по жидкой фазе. При абсорбции легкорастворимых газов вихревой аппарат является работоспособным при L/Q даже менее 0,001. Насадочные колонны становятся работоспособными лишь при величине L/Q более 1,0. Поэтому в насадочных колоннах для обеспечения необходимого отношения L/Q применяется циркуляция жидкости с помощью насоса.

В условиях производства кальцинированной соды абсорбцию аммиака ведут рассолом, расход которого крайне велик. Например, во второй промыш-

ватель газов при расходе газов порядка 10 тыс. м³/ч подают рассол с расходом до 100 т/ч. При этом отношение L/Q достигает 8. В таких условиях на практике применяют только тарельчатые барботажные аппараты. При увеличении расхода газа работа барботажных аппаратов обычно сопровождается резким увеличением брызгоуноса жидкости, а значит и потерей аммиака с жидкостью.

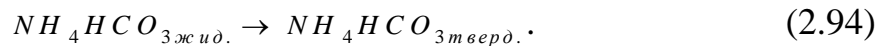
Допустимая концентрация аммиака в газовом выбросе вместе с брызгоуносом составляет 0,05 г/м³. Следует отметить, что брызгоунос после барботажной ступени контакта фаз по литературным данным считается нормальным, если он достигает 10% от количества жидкости, входящей на ступень [168–171]. Десять процентов от 100 т/ч рассола составляет величину 10 т/ч. Очевидно, что такой брызгоунос недопустим. Поэтому для сокращения брызгоуноса барботажные ступени контакта фаз в условиях производства соды имеют в 2–3 раза увеличенную высоту зоны сепарации. Высота каждой рабочей ступени контакта фаз достигает 1,3 м. Последнее, приводит к увеличению общей высоты и общей материалоемкости аппаратов. Следует отметить, что современные вихревые аппараты позволяют сократить брызгоунос жидкости в сотни раз..

Однако такое сокращение брызгоуноса не является достаточным. Брызгоунос на последней ступени должен быть ликвидирован полностью. Только тогда станет возможной последующая глубокая каталитическая очистка газов от остатков оксида углерода, углеводородов, остатков аммиака и оксидов азота.

Без ликвидации брызгоуноса после второго промывателя газов любой катализатор теряет свою активность, так как на его поверхности образуется слой твердой соли. Ликвидация брызгоуноса жидкости из второго промывателя газов возможна только при условии применения волокнистых фильтров. Однако применить волокнистые фильтры можно лишь в том случае, если обеспечить на волокнистом материале ликвидацию образования солей.

Хотя вероятность образования $NaHCO_3$ в ПГКЛ-II мала, однако для исключения образования солей на волокнистом фильтре второй промыватель газов должен обеспечить до волокнистого фильтра практически полный улов аммиака и эффективный улов диоксида углерода. Кроме того, следует стремиться к тому, чтобы в брызгах, улавливаемых волокнистыми фильтрами, практически не было аммонизированного рассола.

Кроме того, жидкость на волокнистом фильтре не должна высыхать, так как соли будут отвердевать.



Это означает, что временное отключение аппарата или его консервация должны предусматривать перед пуском предварительную промывку фильтров.

Выполненный анализ позволяет сформулировать новый принцип конструирования эффективного второго промывателя газов. Верхняя часть аппарата должна иметь волокнистые фильтры, а нижняя часть должна иметь несколько ступеней вихревых аппаратов, верхний из которых должен работать брызгоголовушкой, а несколько нижних вихревых аппаратов должны обеспечить абсорбцию аммиака. Число рабочих ступеней контакта фаз определяется графическим путем между рабочей и равновесной линиями, представленными на рис. 2.6. По данным работы [172] зависимость равновесной упругости паров аммиака над аммонизированным рассолом описывается уравнением

$$\lg P_{NH_3}^P = -\frac{1750}{T} + n \lg C_{NH_3} + C, \quad (2.95)$$

где $P_{NH_3}^P$ – равновесное давление аммиака в газовой фазе, мм рт. ст.;
 C_{NH_3} – концентрация аммиака в жидкости, н. д.; T – температура рассола, К;
 n и C – постоянные, определяемые опытным путем.

Значения величины n и C при разной концентрации растворенного CO_2 представлены в таблице 2.2.

Таблица 2.2

Зависимость коэффициентов уравнения (2.95)
от концентрации CO_2 в растворе

C_{CO_2} (н. д.)	n	C
0	1,130	5,670
1	1,142	5,637
2	1,154	5,608
3	1,166	5,577
4	1,178	5,546
5	1,190	5,515
6	1,202	5,484
7	1,214	5,453
8	1,226	5,422
9	1,238	5,391
10	1,250	5,360

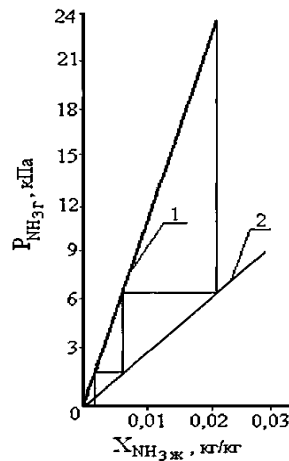


Рис. 2.6. Графическое определение числа теоретических тарелок для абсорбции аммиака в промывателе газов колонн-II: 1 – рабочая линия; 2 – линия равновесия

По данным рис. 2.6 для полного извлечения аммиака минимальное число теоретических ступеней контакта фаз равно трем. В действующих барботажных аппаратах число ступеней контакта фаз равно восьми.

Следует отметить, что волокнистые фильтры в конструируемом аппарате предназначены не только для эффективного улова брызг жидкости, но и для улова тумана. Известно, что при высокой концентрации аммиака (после второго промывателя газов) газовый выброс из бесцветного превращается в сизый из-за выброса аэрозолей.

При высокой концентрации аммиака в газе над рассолом может происходить пересыщение газовой фазы аммиаком выше критической величины. Величина пересыщения определяется выражением:

$$S = P / P_H , \quad (2.96)$$

где S – величина пересыщения газа; P – текущая концентрация аммиака в газе; P_H – насыщенная (равновесная) концентрация аммиака над жидкостью.

По данным работы [173], аналитически можно рассчитать величину критического пересыщения:

$$\lg S_{кр} = 0,242 \left(\frac{\sigma}{T} \right)^{2/3} \cdot \frac{M}{\rho} , \quad (2.97)$$

где ρ – плотность жидкости; M – молекулярная масса; σ – поверхностное натяжение.

Размер частиц тумана определяется по выражению [173]

$$r = \frac{2 \cdot \sigma \cdot M}{\rho R T \ln S} . \quad (2.98)$$

По данным Амелина А. Г., скорость образования частиц тумана, как правило, велика и описывается уравнением

$$I = K C^{-W/RT} , \quad (2.99)$$

где W – энергия, необходимая для образования тумана; K – постоянная Больцмана; C – константа, характеризующая жидкость.

Величина константы c не зависит от температуры и давления. В случае полярных молекул, подобных воде, $c = 1,76 \cdot 10^7$, для неполярных молекул $c = 1,38 \cdot 10^7$. Данные работы [174] позволяют аналитически рассчитать величину энергии, необходимой для образования капли тумана, и общую концентрацию частиц тумана в газе.

В промышленных условиях работы второго промывателя газов туман может образовываться на зародышах туманообразования в виде остатков углеводородов, которые содержатся в газах. Остатки углеводородов образуются в результате сжигания кокса в печах обжига известняка. Дисперсный состав частиц тумана обычно определяют экспериментально с помощью пятиступенчатого импактора [175]. Кривая распределения частиц тумана по размерам имеет экстремум с максимумом концентрации частиц определенного размера.

Следует отметить, что процесс абсорбции аммиака сопровождается выделением значительного количества тепла по реакции



Максимальное количество тепла выделяется на первой по ходу газа ступени контакта фаз, где концентрация аммиака достигает 65–130 г/м³. По уравнению (2.95) увеличение температуры приводит к резкому увеличению равновесной упругости паров аммиака над рассолом и уменьшению движущей силы абсорбции:

$$\Delta = P - P^P. \quad (2.101)$$

Кроме того, нагретая на первой ступени по ходу газа жидкость частично уносится в виде брызгоуноса на вторую ступень. Отрицательное влияние брызгоуноса первой ступени на эффективность второй ступени может быть существенным. Для сокращения отрицательного влияния необходимо применять дополнительную промежуточную брызгоголовушку между первой и второй ступенью. В зимний период эксплуатации второго промывателя газов исходный рассол имеет температуру 4–7 °С. В летний период соответственно 10–15 °С. Равновесная упругость паров аммиака над аммонизированным

рассолом на первой по ходу газа ступени велика. Дополнительное увеличение температуры за счет теплового эффекта реакции (2.100) уменьшает движущую силу абсорбции в летний период в 1,5–2,0 раза. Поэтому в летний период целесообразно охлаждение первой ступени. Из-за отсутствия охлаждения жидкости на первой ступени по ходу газа число ступеней на практике увеличивают с трех до восьми.

Есть еще одна специфичная особенность работы второго промывателя газов. Она объясняется тем, что в исходном газе кроме паров аммиака содержится большое количество жидкости, которая образуется в результате конденсации паров воды и в результате брызгоуноса жидкости из первого промывателя газов. Жидкость представляет собой аммонизированный рассол. Количество этой жидкости соизмеримо с количеством аммиака в газе. В промышленных условиях для улова жидкости, находящейся в газоходе, должны быть предусмотрены необходимые брызгоголовушки. Однако на практике их обычно нет и предусмотрены лишь патрубки слива жидкости из газохода. Поэтому значительная часть жидкости уносится газовым потоком по газовому коллектору и попадает на дно второго промывателя. При этом увеличивается равновесная упругость паров аммиака над продукционным рассолом, выходящим из второго промывателя. Максимальное количество жидкости в газоходе образуется зимой из-за дополнительной конденсации паров воды. Длина газохода между промывателем газа колонн-I и промывателем газа колонн-II достигает 150 м. Газоход проходит по неотапливаемой эстакаде между зданиями. Имеются вертикальные участки коллектора газохода высотой до 10 метров, где жидкость зависает, создавая колебания давления и значительное дополнительное гидравлическое сопротивление. Становится очевидным, что в промышленных условиях нужно уменьшать брызгоунос из первого промывателя газов. Для этого нужно создавать специальные дополнительные устройства или специальные брызгоголовушки. При этом возникает трудность, которая заключается в том, что элементы брызгоголовушек быстро зарастают

солями. Очевидно, что осуществлять простейший эффективный улов жидкости целесообразно в данной части промывателя газов колонн-II, создавая специальную конструкцию нижней части аппарата. Поэтому в нижней части промывателя газов колонн-II должно быть использовано поле центробежных сил, обеспечивающее сепарацию фаз с одновременным орошением газового потока рассолом. Орошение рассолом обеспечит резкое сокращение равновесной упругости паров аммиака в области днища промывателя газов колонн-II и увеличит движущую силу процесса абсорбции. Брызгоунос аммонизированного рассола на рабочую ступень контакта фаз промывателя газов-II должен быть сокращен до минимума. Дополнительно это позволит предотвратить солеобразование на внутренних стенках вихревого аппарата и уменьшит вероятность зарастания солями волокнистых фильтрующих элементов.

Особую значимость в работе вихревого промывателя газов колонн-II может открыть деление потока жидкой фазы. Традиционно вся жидкая фаза подается на верхнюю ступень контакта фаз промывателя газов колонн-II. Затем жидкость перетекает вниз с тарелки на тарелку. Однако специфика работы промывателя газов требует деления потока входящей жидкости минимум на два потока: верхний (на верхнюю ступень контакта фаз) и нижний (в днище аппарата). Если говорить о вихревых аппаратах, то верхний поток жидкости в свою очередь целесообразно разделить на две части с вводом жидкости на две ступени контакта фаз. При этом с каждой ступени вихревого аппарата жидкость может быть выведена из аппарата. Это обеспечит минимум гидравлического сопротивления вихревого аппарата и максимум пропускной способности аппарата по жидкой фазе.

Указанные способы интенсификации абсорбции аммиака в промывателе газов колонн-II позволяют перейти к экспериментальному исследованию для создания опытного образца вихревого аппарата, работающего в качестве второго промывателя газов колонн карбонизации в производстве кальцинированной соды.

Стоит задача разработки и испытания в промышленных условиях принципиально нового высокоэффективного вихревого промывателя газов колонн-II. Сложность выполнения поставленной задачи заключается в том, что нет вихревых многоступенчатых аппаратов, работающих при столь высоком значении отношения L/Q . Таких аппаратов нет ни в отечественной, ни в зарубежной практике. Поэтому прежде чем создавать принципиально новый аппарат необходимо проанализировать возможность реконструкции уже действующего аппарата.

Действующий барботажный промыватель газов колонн-II состоит из восьми царг (бочек), днища и крышки. Схема барботажной ступени аппарата представлена на рис. 2.7. Основным массообменным элементом ступени аппарата является барботажное контактное устройство, которое устанавливается внутри на тарелке. На каждой тарелке расположено 17 барботажных устройств и один патрубок для перелива жидкости через гидрозатвор на нижележащую тарелку. Методика расчета известных тарельчатых барботажных аппаратов описана в литературе [175]. Всего в барботажном промывателе газов колонн-II, на практике, применяется 8 рабочих тарелок с барботажными устройствами.

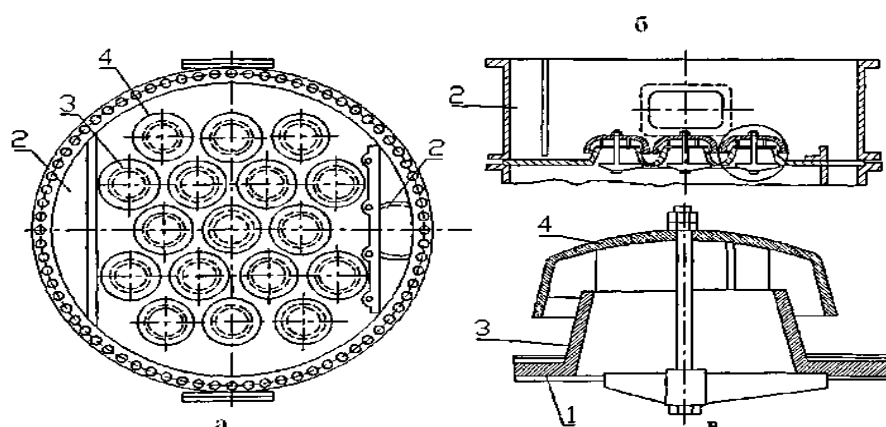


Рис. 2.7. Схема рабочей ступени барботажного промывателя газов колонн-II:

- а – в плане; б – в разрезе; в – вид на одно устройство: 1 – днище;
2 – переливной патрубок; 3 – горловина барботажного устройства;
4 – колпак

В основу материального баланса положена пропускная способность аппарата по газовой фазе до $10000 \text{ м}^3/\text{ч}$ и по жидкой фазе до 100 т/ч . Концентрация аммиака на входе находится в пределах $65\text{--}130 \text{ г/м}^3$, соответственно на выходе в пределах $0,1\text{--}0,2 \text{ г/м}^3$.

Газовый поток входит в аппарат внизу и выходит из аппарата сверху. Все восемь барботажных ступеней контакта фаз по конструкции одинаковые. Барботажные колпачки выполнены съемными. Они устанавливаются на тарелках сверху над газовыми патрубками. Каждый барботажный колпачок внутренними ребрами прижимается к газовому патрубку с помощью шпильки и гайки.

Переливные трубы на тарелках образуют гидрозатворы. Высота уровня жидкости на тарелке сделана такой, чтобы нижняя часть трубы перетока жидкости всегда была погружена в жидкость. Каждая царга (бочка) имеет люк-лаз, позволяющий осуществить чистку аппарата изнутри. Для облегчения чистки царга сделана высокой ($1,3 \text{ м}$). Большая высота царги позволяет обеспечить не только доступ человека внутрь аппарата, но и уменьшить величину брызгоуноса.

Следует отметить, что в литературе мало уделено внимания описанию брызгоуноса и влиянию его на показатели работы аппарата. Отмечалось, что общепринятая величина допустимого брызгоуноса между ступенями в барботажных аппаратах равна 10% от поступающей на тарелку жидкости. Однако в атмосферу выбрасывать столько жидкости нельзя. Поэтому после каждого барботажного аппарата устанавливают брызгоголовушки. Обычно при создании новых аппаратов межтарельчатый брызгоунос сокращают до минимума [176]. Исключение составляют лишь те случаи, когда внутри абсорбера протекает туманообразование. Тогда брызгоунос между ступенями контакта фаз нужно не уменьшать, а увеличивать [177]. Однако принимать такое решение нужно только после испытаний аппаратов в реальных промышленных условиях, ибо на туманообразование влияет одновременно

несколько факторов. Если туманообразование неизбежно, то в аппарате должны быть заложены фильтрующие элементы. В качестве обязательных фильтрующие элементы должны быть после последней абсорбционной ступени на выходе газа из аппарата.

Для сокращения брызгоуноса жидкости в основу реконструкции промывателя газов колонн II может быть положено применение рукавных волокнистых иглопробивных полипропиленовых фильтров. Фильтрующий материал размещается между сеток из стали X18H10T. Ожидаемое гидравлическое сопротивление фильтра составит 100–150 мм вод. ст.

Риск применения фильтрующих элементов заключается лишь в том, что при отключении аппарата растворимые соли могут на фильтрах высохнуть и образовать плотный осадок. Поэтому при реконструкции барботажные аппараты целесообразно заменить на более эффективные вихревые. Это направление позволяет также решить проблему интенсификации процесса абсорбции аммиака и проблему ликвидации брызгоуноса.

В производственных условиях перед шиберной задвижкой, установленной около промывателя газов колонн-II, поддерживается давление 250 мм рт. ст. Гидравлическое сопротивление действующего барботажного промывателя газов колонн-II находится в пределах 100-110 мм рт. ст. Становится очевидным, что гидравлическое сопротивление шиберной задвижки составляет 140–150 мм рт. ст. Поэтому более правильным является полезное использование энергии газового потока, чем потеря давления газа на шиберных задвижках. Если создать один перспективный вихревой аппарат большой единичной мощности, который в производственных условиях заменит действующие барботажные промыватели газов (вторые промыватели), то можно высвободить все шиберные задвижки и обеспечить значительное энергосбережение. Разработка промышленного вихревого промывателя газов с повышенной пропускной способностью по газовой фазе является перспективной и актуальной задачей.

Новый аппарат должен обеспечить высокую степень абсорбции аммиака в широком диапазоне изменения нагрузок по газовой фазе - от нуля (во время пуска) и до максимальной при полной загрузке производства. Кроме того, новый аппарат должен обеспечить полную ликвидацию брызгоуноса рассола. При ликвидации брызгоуноса откроется возможность применения последующей стадии глубокой каталитической очистки газов с полным использованием тепла горячих отходящих газов на основе создания комплексной энергосберегающей технологии.

Следует отметить, что стоимость вихревого аппарата ожидается меньше стоимости действующего ПГКЛ-2.

Следует отметить, что важнейшее специфическое условие абсорбции газов в промывателе газов колонн-II заключается прежде всего в большом расходе жидкой фазы. Подобные специфические условия абсорбции характерны не только для производства кальцинированной соды, но и для многих других химических производств. Например, в условиях производства серной кислоты нагрузка абсорберов по величине отношения L/Q также находится в пределах 6–10. Абсорберы триоксида серы, абсорберы паров воды, абсорберы для промывки газов в производстве серной кислоты также отличаются большой материалоемкостью. Общая материалоемкость насадочных абсорберов для производства серной кислоты на некоторых заводах достигает 1,5–2 тыс. тонн. Следует отметить, что задача сокращения брызгоуноса серной кислоты, задача интенсификации процессов абсорбции газов в производстве серной кислоты, задачи интенсификации процессов абсорбции газов в производствах йода и брома совпадают с проблемой интенсификации процесса абсорбции аммиака в производстве кальцинированной соды, хотя конструкции действующих аппаратов упомянутых производств принципиально отличаются. Поэтому для химической промышленности назрела необходимость создания научных основ принципиально новых компактных и высокоэффективных вихревых абсорберов, работоспособных при высоком соотношении L/Q и

обеспечивающих не только интенсификацию процессов абсорбции газов, но и решение важных экологических проблем.

Выводы к разделу 2

Разработана теоретическая методика расчета эффективности процесса массопереноса в рабочей зоне полых вихревых аппаратов с учетом основных закономерностей массопередачи через поверхность взвешенных капель и пристенной жидкостной пленки.

На основе анализа закономерностей кинетики хемосорбционных процессов, протекающих при очистке газовых выбросов от аммиака рассолом показано, что скорость хемосорбции NH_3 увеличивается при уменьшении температуры, увеличении степени турбулизации газа, увеличении кратности обновления поверхности контакта фаз, сокращении брызгоуноса. Отличительной особенностью хемосорбционных процессов, протекающих при поглощении CO_2 из газовых выбросов аммонизированным рассолом является то, что для увеличения скорости процесса хемосорбции CO_2 необходимо увеличивать концентрацию NH_3 в аммонизированном рассоле при высокой площади и высокой кратности обновления поверхности контакта фаз. Это позволяет научно обосновать пути интенсификации поглощения из отходящих газов NH_3 и CO_2 и разработать эффективные способы и аппараты, позволяющие обеспечить увеличение экологической безопасности содового производства.

РАЗДЕЛ 3

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНЫЕ ИССЛЕДОВАНИЯ ГИДРОДИНАМИЧЕСКИХ ХАРАКТЕРИСТИК ВРПМА

3.1. Описание экспериментальной установки

Для проведения экспериментальных исследований в лаборатории кафедры ПОХНП (СумГУ) изготовлен лабораторный стенд (рис. 3.1), предназначенный для исследования гидродинамических и массообменных характеристик работы ВРПМА. Для этого он оснащен необходимыми приборами и приспособлениями, специально разработанными для проведения данных исследований.

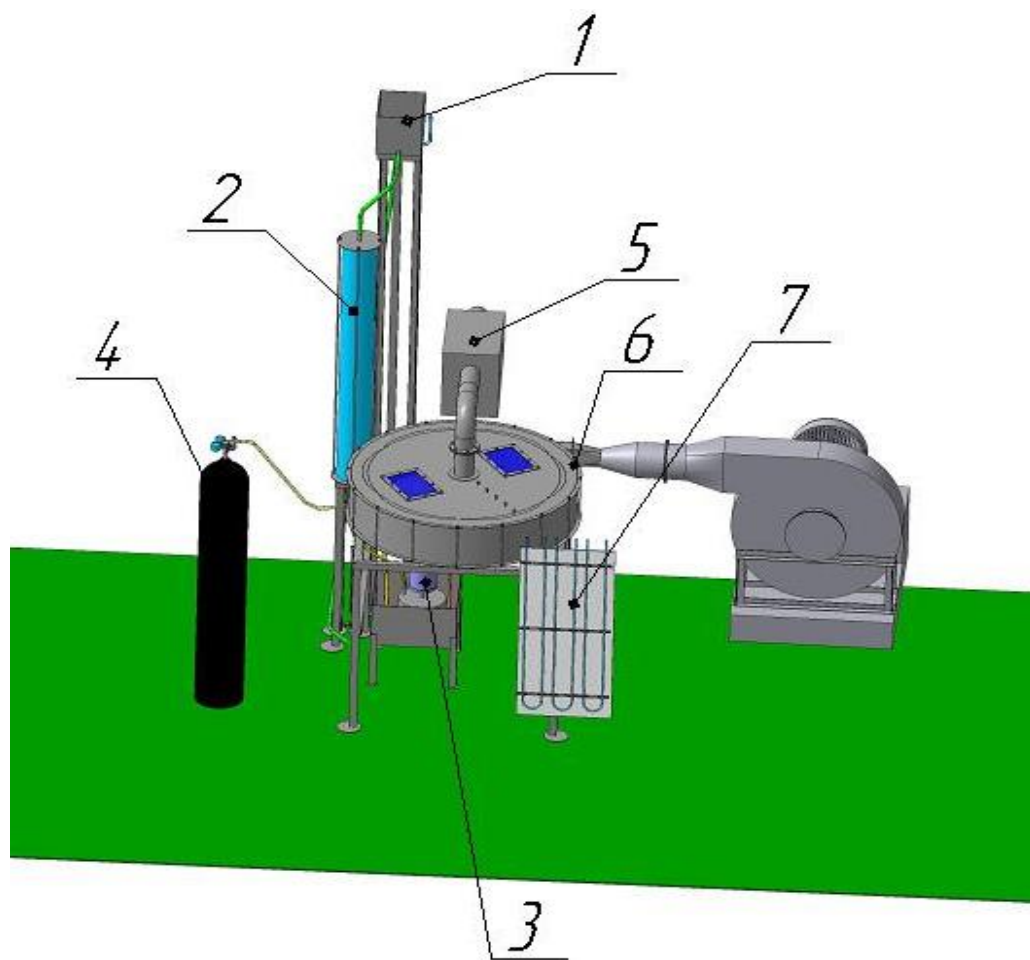


Рис. 3.1. Схема лабораторного стенда для исследования массообменных характеристик ВРПМА: 1 – напорный бак; 2 – насадочная колонна; 3 – насос; 4 – баллон с CO_2 ; 5 – брызгоуловитель; 6 – массообменная камера аппарата; 7 – блок U-образных манометров; 8 – газодувка



Рис. 3.2. Общий вид установки в лабораторном помещении



Рис. 3.3. Общий вид аппарата с открытой крышкой

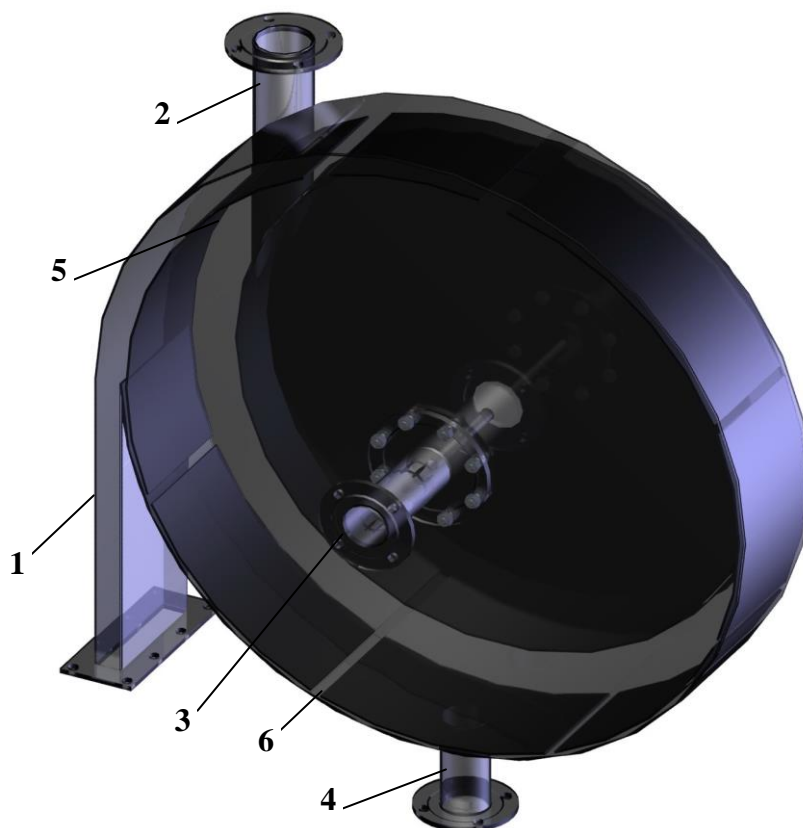


Рис. 3.4. Вихревой распыливающий противоточный массообменный аппарат (ВРПМА) с горизонтально расположенной осью: 1 – тангенциальный ввод газа (пара); 2 – отвод газа (пара); 3 – ввод жидкости в распылитель; 4 – отвод жидкости из аппарата; 5 – лопатки (завихритель) для ввода газа в окружном направлении в вихревую массообменную камеру; 6 – щели для отвода жидкости из вихревой массообменной камеры

Общий вид стенда в лабораторном помещении представлен на рис. 3.2, вихревой аппарат с открытой крышкой – на рис. 3.3, конструкция массообменной камеры – на рис. 3.4.

Рабочими средами при проведении экспериментальных исследований гидродинамических характеристик ВРПМА были воздух и вода.

При работе лабораторного стенда возможно регулирование следующих параметров:

- расход газа (регулирование вентилем);
- расход жидкости (кран шаровый);
- расход количества CO_2 (редуктор на баллоне).

В результате возможно задавать различные соотношения фаз (жидкость/газ) при проведении исследований.

Принцип действия стенда при исследовании гидродинамики

Жидкость из системы водоснабжения подается в напорный бак 1, откуда под действием силы тяжести поступает в массообменную камеру 6, где распыляется с помощью форсунки, конструкция и размеры которой показаны на рисунке 3.5. Размер отверстия, из которого происходит распыл – 500 мкм.

Воздух из окружающей среды через воздухозаборник всасывается за счет разрежения, создаваемого радиальным вентилятором высокого давления 8. Ввод воздуха в аппарат осуществлялся с помощью тангенциального патрубка.

Распыленная жидкость взаимодействует с воздухом в массообменной камере аппарата. Отвод воздуха из аппарата осуществлялся через патрубок в верхней торцевой крышке. Расход воздуха и жидкости регулируется в соответствии с планом эксперимента. Замеряется перепад давления и брызгоунос при работе аппарата.

Для определения брызгоуноса на выходе из массообменной камеры установлен брызгоотделитель 5 (рис. 3.6) гравитационного типа, в котором происходит разделение газожидкостной смеси за счет уменьшения скорости движения газа и действия силы тяжести на капли. Уловленная жидкость из массообменной камеры стекает обратно в исходную емкость.

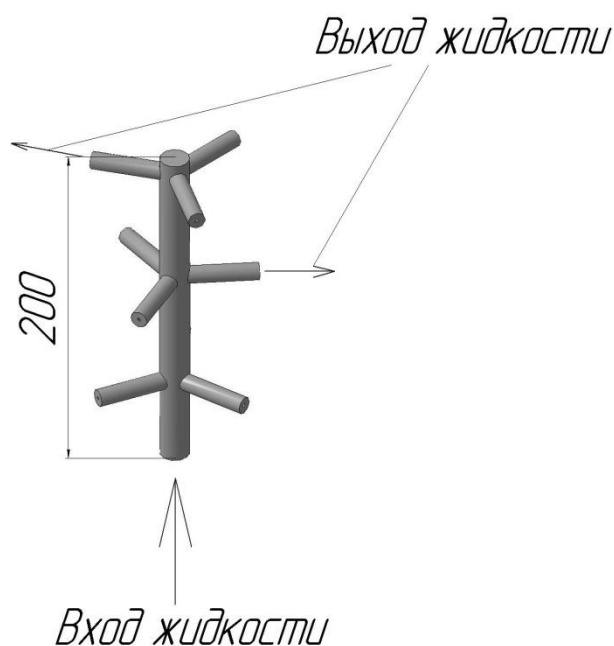


Рис. 3.5. Схема распылительного устройства

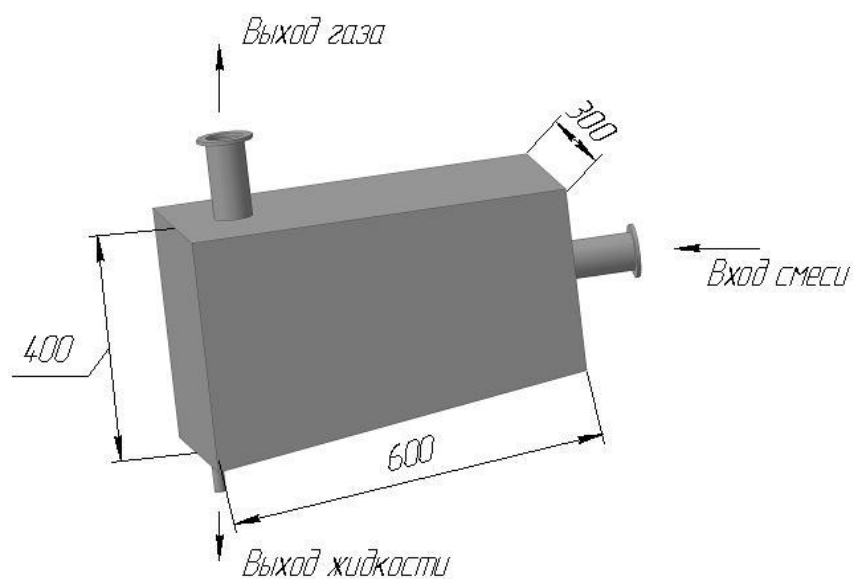


Рис. 3.6. Общий вид брызгоотделителя

В установке используется последовательное подключение вентиляторов высокого давления ВВД-5 и ВВД-10, что позволяет получить объем перекачиваемого газа до $1100 \text{ м}^3/\text{час}$.

На рисунке 3.7 приведены характеристика и принцип работы массообменной камеры, используемой при проведении экспериментов. Диаметр камеры – 600 мм, высота – 250 мм.

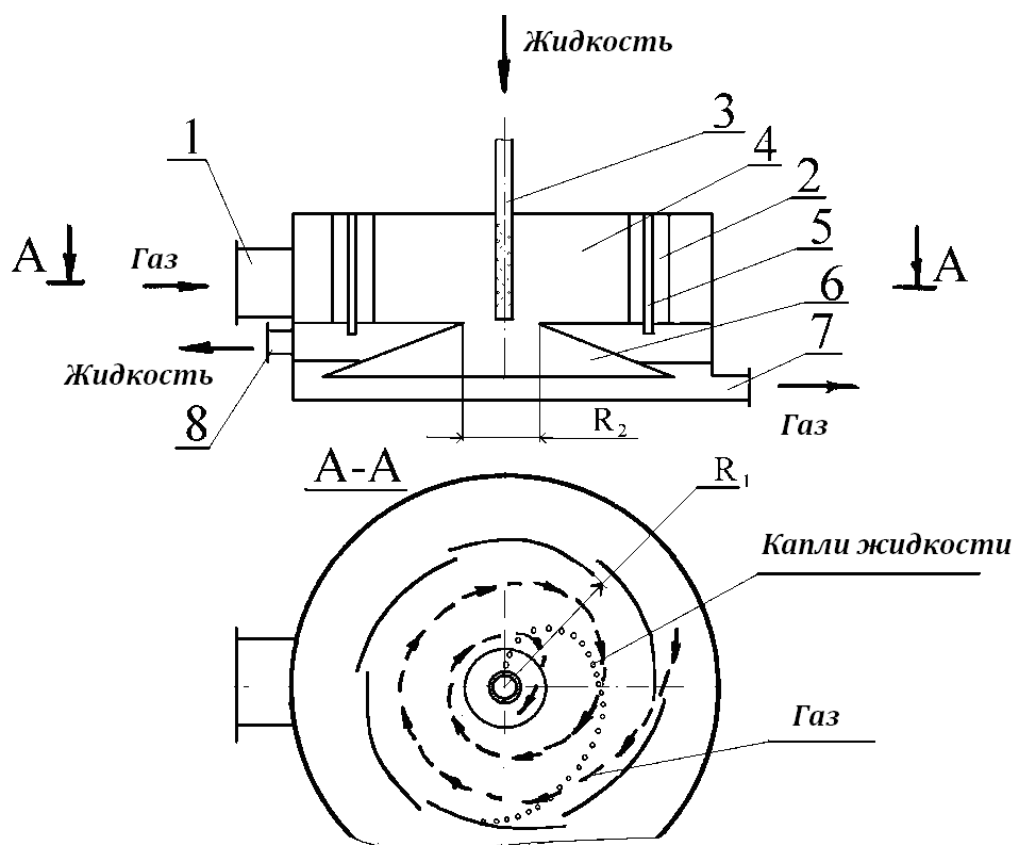


Рис. 3.7. Конструкция массообменной камеры и схема движения потоков в камере ВРПМА: 1 – патрубок ввода газа; 2 – тангенциальные завихрители; 3 – распылитель; 4 – массообменная камера; 5 – щели для отвода жидкости; 6 – радиальный диффузор; 7 – патрубок отвода газа; 8 – патрубок отвода жидкости

Принцип работы камеры состоит в следующем: через 6 щелей в корпусе аппарата тангенциально вводится газовая фаза, которая при продвижении к центру увеличивает скорость движения и достигает значения 100 м/с.

Соотношение высоты вихревой массообменной камеры и радиуса, на котором расположены вводы газа, выбирается таким, что в области ограниченной цилиндрической стенкой с тангенциальными щелями ввода газа и цилиндрической поверхностью с радиусом, равным радиусу патрубка отвода газа из вихревой камеры, осуществляется плоское противоточное движение вихревых потоков капель жидкости и газа. Противотоком к газовой фазе в камеру через распылитель 3 вводится жидкость, которая за счет

энергии газового потока движется от центра к периферии. При этом газ в радиальном направлении движется от периферии к центру вихревой рабочей камеры, а капли под действием центробежных сил – в радиальном направлении от центра к периферии этой массообменной камеры, где затем оседают на стенках и отводятся из аппарата в виде жидкости.

3.2. Методика экспериментального определения гидравлического сопротивления

Регулирование расхода воздуха проводилось при изменении проходного сечения шиберной задвижки, которая расположена в схеме экспериментальной установки после вентилятора высокого давления.

Для измерения расхода, гидравлического сопротивления, полного и статистического давления на входе и выходе из аппарата предусмотрены специальные устройства из спаренных трубок полного и статистического давления (трубки Пито-Прандтля), соединенные импульсными трубками с микроманометрами с наклоненной трубкой. В качестве жидкости в микроманометрах использовался этиловый спирт. Трубки были вставлены в трубопроводы воздуха на входе и на выходе из аппарата.

Трубки установлены, как показано на рисунке 3.8, таким образом, чтобы исключить влияние вихревого потока и кривизны трубопроводов на показания манометров.

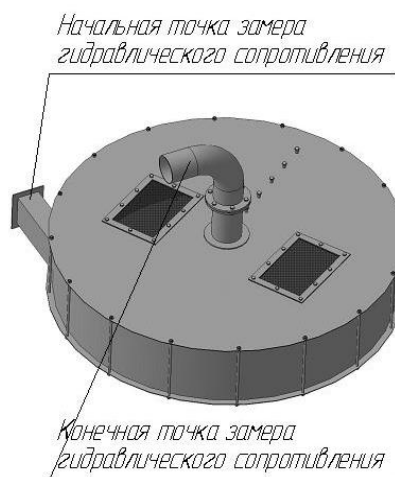


Рис. 3.8. Точки замера гидравлического сопротивления в ВРПМА

Точка замера гидравлического сопротивления располагается на прямолинейном участке трубопровода (до точки замера прямолинейный участок равен 5 диаметров трубопровода – после - 3). Это сделано для устранения влияния неравномерности распределения скорости по сечению трубопровода.

Ошибка измерений полного и статистического давлений составляла не больше 1 мм спиртового столба.

Динамическое сопротивление $P_{дин}$, Па, определялось по уравнению

$$P_{дин} = P - P_{ст}, \quad (3.1)$$

где P – полное давление, Па; $P_{ст}$ – статистическое давление, Па.

Скорость газового потока в газопроводах v , м/с, определялась по уравнению [86]:

$$v = \sqrt{\frac{2(P - P_{ст})}{\rho_{г}}}, \quad (3.2)$$

где $\rho_{г}$ – плотность газа (воздух $\rho_{г} = 1,21$ кг/м³, при $T = 293$ К, $P = 101,3 \cdot 10^3$ Па), кг/м³.

Расход газа (воздуха) Q , м³/с, на модельной установке:

$$Q = v \cdot S, \quad (3.3)$$

где v – средняя скорость газа, рассчитанная для сечения газопровода, м/с; S – площадь поперечного сечения газопровода в точке измерения, м².

Для определения гидродинамических характеристик был проведен замер скоростей в характерных точках аппарата, как показано на рисунке 3.9.

Для исследования поля скорости и давления в вихревом двухфазном газожидкостном потоке использовался шарообразный 5-канальный аэродинамический зонд (рис. 3.10). Для этого в конструкции крышки экспериментального аппарата предусмотрены отверстия с шагом 100 мм. Конструкция предусматривала перемещение зонда вдоль высоты рабочего пространства аппарата с точностью 1 мм и вращения на угол с точностью до

1° (рис. 3.10). Отверстия в крышке, временно не используемые, заглушались резиновыми пробками.

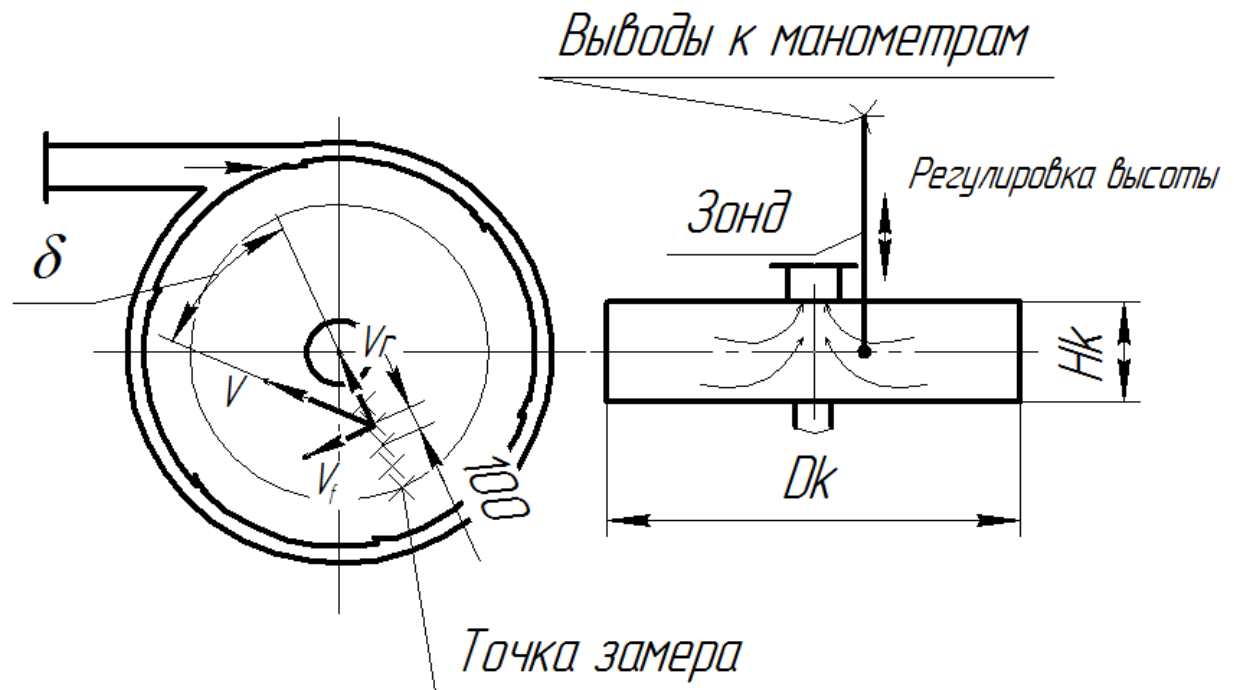


Рис. 3.9. Схема расположения точек замера скорости в аппарате

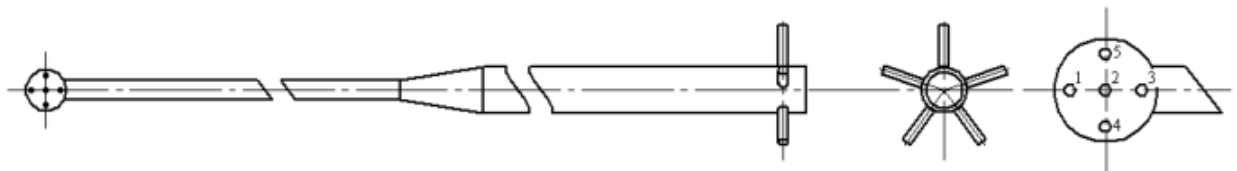


Рис. 3.10. Схема 5-канального зонда:

точка 2 – замер полного давления; точки 5, 4, 1, 3 – замер статического давления

5-точечный аэродинамический зонд импульсными трубками соединялся с U-образными микроманометрами, с помощью которых проводили регистрацию данных. Для уменьшения пульсаций столба жидкости в микроманометре применялись демпфирующие вставки в резиновые шланги.

Такой зонд позволял замерять полное и статическое давление в точке, а также определять угол набегания потока. Проведение замеров позволило определить точки с наибольшими и наименьшими скоростями в аппарате.

Схема подключения к U-образным манометрам следующая:

- точка 2 подводится в одну ветку манометра, а другая – выведена в атмосферу;

- точки 5 и 4 подводятся в две ветки одного манометра;

- точки 1 и 3 подводятся в две ветки одного манометра.

Вращая шар вокруг держателя достигалось такое положение в пространстве (угол φ), при котором давление в точках 4 и 5 будет одинаковым. В таком положении вектор скорости газового потока будет находиться в плоскости, которая проходит сквозь отверстия 1-2-3. После этого задача упрощается до определения его значения и направления в этой плоскости, которое соответственно определяется по лимбу.

Определение направления (угол δ , образованный вектором скорости с осью центрального отверстия 2 в плоскости отверстий 1–2–3 шарика зонда) и величины скорости газового потока v , м/с, а так же давления p , Па, в данной точке ВРПМА возможно согласно уравнениям [86]:

$$\delta = f(K_\delta); K_\delta = \frac{K_3 - K_1}{K_2 - K_4} = \frac{h_3 - h_1}{h_2 - h_4}, \quad (3.4)$$

$$v = \sqrt{\frac{2\rho_{ж}(h_2 - h_4)}{\rho_{г}(K_2 - K_4)}}, \quad (3.5)$$

$$P = P_{ст} - P_{атм} = \rho_{ж} \left(h_2 - \frac{h_2 - h_4}{K_2 - K_4} \right), \quad (3.6)$$

где $P_{атм}$ – атмосферное давление, Па; $\rho_{ж}$ – плотность жидкости в микроманометре (C_2H_5OH $\rho_{ж} = 790$ кг/м³ при условии, что проведение экспериментальных исследований в лабораторных условиях $T = 293$ К, $P = 101,3 \cdot 10^3$ Па), кг/м³; h_i – высота столбиков жидкости в трубках соответствующих манометров, м; K_i – тарировочные коэффициенты, определяющиеся при тарировании зонда на специальном стенде по известному направлению и значениях скорости и давления с построением тарировочных зависимостей $K_i = f(\delta)$.

При значительных углах δ для определения скорости v , м/с, можно воспользоваться зависимостью

$$v = \sqrt{\frac{2\rho_{ж}(h_3 - h_1)}{\rho_{г}(K_3 - K_1)}}. \quad (3.7)$$

При наличии расхождений значений, определенных по зависимостям (3.5) и (3.7), не превышающих 2–3 %, скорость газа определяем как среднеарифметическое значение.

Если начало координат расположить так, чтобы ось y была направлена вдоль держателя, ось z – перпендикулярно площади пересечения исследований, а ось x – перпендикулярно площади yz , то определение проекций вектора скорости на все эти оси координат будет проводиться по зависимостям:

$$\begin{cases} V_x = v \cos \delta \sin \varphi; \\ V_y = v \sin \delta; \\ V_z = v \cos \delta \cos \varphi. \end{cases} \quad (3.8)$$

3.3. Результаты экспериментальных исследований гидродинамических показателей ВРПМА

Результаты эксперимента по определению гидравлического сопротивления аппарата приведены на рис. 3.11.

Графики на рис. 3.11. иллюстрируют монотонное снижение гидравлического сопротивления при увеличении соотношения нагрузок по фазам в исследованном диапазоне параметров. Такое понижение гидравлического сопротивления вероятно подтверждает высказанные ранее предположения о вовлечении жидкости во вращательное движение за счет энергии газового потока, а также о снижении величины гидравлического сопротивления с большим смачиванием внутренних элементов и поверхностей аппарата.

Отсутствие изломов на кривых рис. 3.11 говорит о том, что для разработанной конструкции вихревого аппарата, не характерен ярко выраженный переходный режим. Таким образом, новая конструкция может устойчиво работать в широких диапазонах нагрузок как по газу, так и по

жидкости.

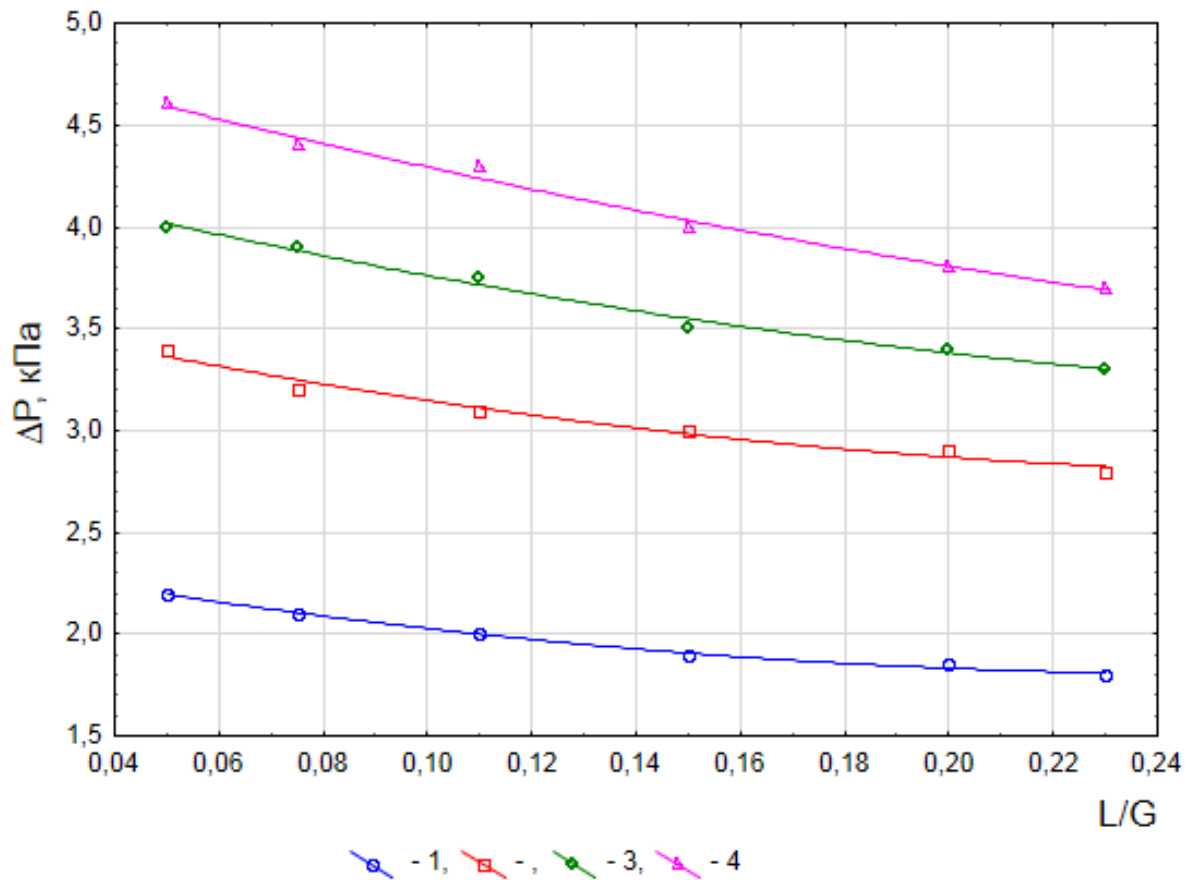


Рис. 3.11. Зависимость гидравлического сопротивления массообменной камеры от нагрузки по фазам при различных начальных скоростях газа $V_{вх}$, м/с: 1 – $V_{вх} = 7,7$ м/с; 2 – $V_{вх} = 14,1$ м/с; 3 – $V_{вх} = 21,8$ м/с; 4 – $V_{вх} = 24,35$ м/с; $D_k = 1100$ мм; L – нагрузка по жидкой фазе, кг/с; G – нагрузка по газовой фазе (кг/с)

На рис. 3.12. представлена зависимость гидравлического сопротивления от начальной скорости газа на входе в аппарат. Рисунок иллюстрирует монотонный рост гидравлического сопротивления с ростом начальной скорости и снижением нагрузки по фазам. График не имеет экстремумов и может быть описан зависимостью:

$$\Delta P = 550 V_{вх}^{0,62} .$$

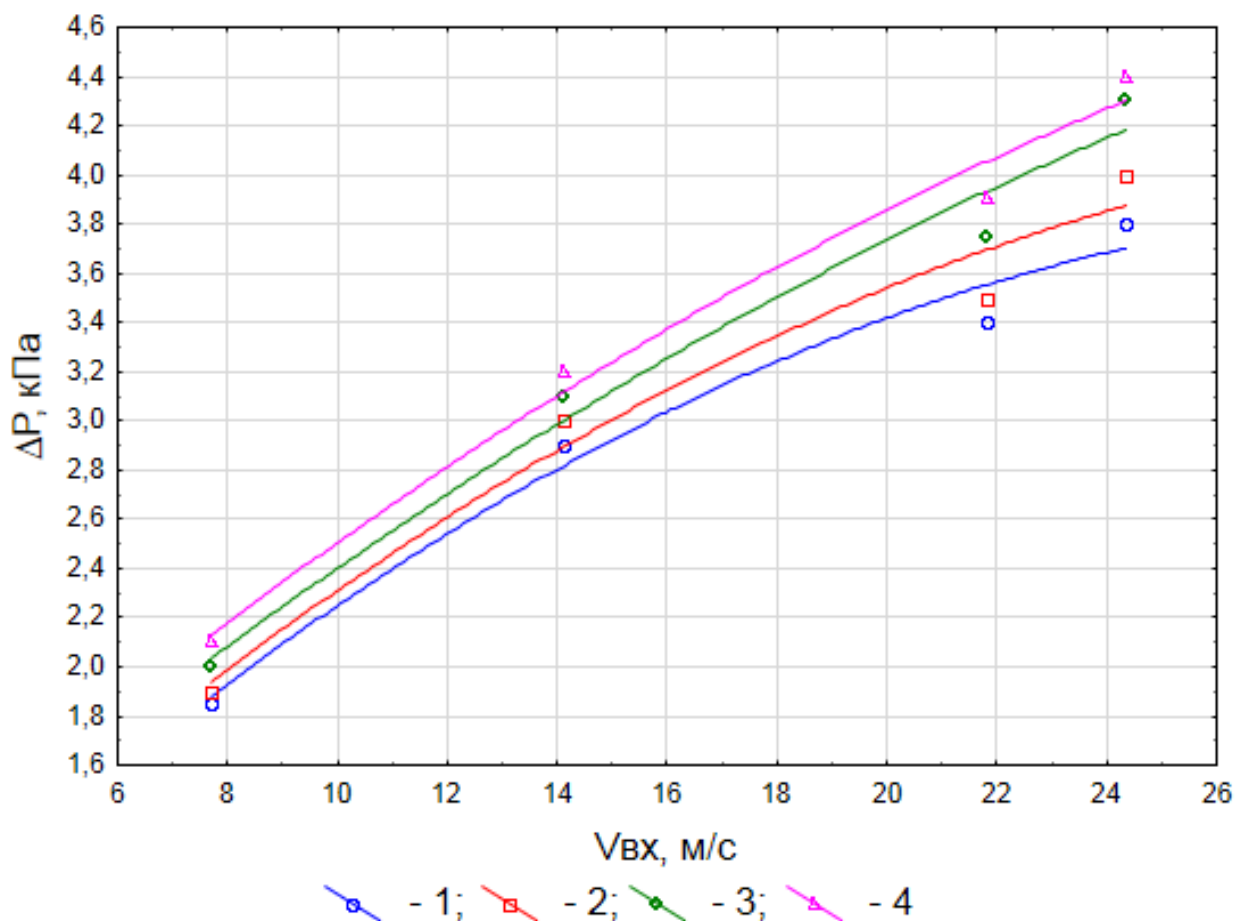


Рис. 3.12. Зависимость гидравлического сопротивления от начальной скорости газа на входе в аппарат при различном соотношении нагрузок по фазам: 1 – $L/G = 0,2$; 2 – $L/G = 0,15$; 3 – $L/G = 0,11$ м/с; 4 – $L/G = 0,75$

3.4. Экспериментальное определение брызгоуноса

При работе ВРПМА при больших скоростях газа происходит разрушение капель жидкости с размерами от 20 до 200 мкм, которые могут уноситься из аппарата в трубопровод в результате малой скорости капли и, как следствие, малой центробежной силы, что негативно влияет на работу оборудования. Брызгоунос также приводит к необходимости постоянного добавления дорогостоящего абсорбента в технологическую линию и снижает эффективность работы ВРПМА. Для того чтобы тело двигалось с центростремительным ускорением по окружности, необходимо приложение к телу центростремительной силы, равной

$$F = m a_c, \quad (3.9)$$

где a_c – центростремительное ускорение.

В этом случае сила, действующая на связь F_c , будет иметь право называться центробежной силой. Тогда по третьему закону Ньютона

$$F_c = -F = -m a_c . \quad (3.10)$$

Эквивалентное выражение для центробежной силы можно записать как

$$F = m \omega^2 R_0 , \quad (3.11)$$

где ω – окружная скорость, рад/с; R – радиус траектории капли, м.

Сила сопротивления среды, учитывающая физические свойства газа:

$$F_c = \frac{1}{2} \rho \omega^2 \xi \frac{\pi \cdot d_c^2}{4} , \quad (3.12)$$

где ρ – плотность газа, кг/м³; w – скорость движения частицы, м/с; d_c – диаметр частицы, м; ξ – коэффициент сопротивления.

При условии, что центробежная сила больше, чем сила сопротивления, происходит движение капли от центра к периферии.

В первую очередь проведены исследования по определению относительного брызгоуноса. Для этого проведен замер количества входящей жидкости в аппарат (с помощью ротаметра) и выходящей из него (с помощью мерного цилиндра и секундомера). Также установлена накопительная емкость в нижней точке брызгоотделителя.

Отвод жидкости из вихревой массообменной камеры осуществлялся через щель в цилиндрической стенке на периферии. Высота щели для отвода стекающей жидкости равна 100 мм, ширина - 5 мм. Количество отводимой жидкости определялось объемным способом. По разности расходов жидкости, которая подавалась и отводилась, определяли величину брызгоуноса.

$$L_{ун} = L_{вх} - L_{вых} .$$

Роль отводов жидкости из рабочей камеры ВРПМА выполняли 30 отверстий диаметром 8 мм, просверленных в нижний торцевой крышке в основании цилиндрических стенок вихревой массообменной камеры.

После сравнения полученного количества жидкости в накопительной емкости и разности входящего с выходящим потоками – сделан вывод, что ВРПМА работает с малым брызгоуносом (до 1%), результаты экспериментов и расчетов представлены в таблице 3.1.

Массовый расход жидкости рассчитывается по формуле

$$L = V \rho_{ж} , \quad (3.13)$$

где V – объемный расход жидкости, $\text{м}^3/\text{с}$; $\rho_{ж}$ – плотность жидкости, $\text{кг}/\text{м}^3$.

Относительный брызгоунос рассчитывается по формуле

$$\delta = \frac{\Delta L}{L} \cdot 100\% . \quad (3.14)$$

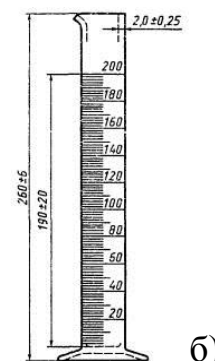
Таблица 3.1

Результаты исследования брызгоуноса

Номер опыта	Количество жидкости на входе L , кг/с	Количество унесенной жидкости ΔL , кг/с	Относительный брызгоунос δ , %
1	0,0111	0,0000935	0,85
2	0,027	0,00025	0,93
3	0,015	0,0001215	0,81
4	0,022	0,0001914	0,87
5	0,025	0,000245	0,97



а)



б)

Рис. 3.13. Схемы и фотографии оборудования, используемого при проведении экспериментов:

а) ротаметр; б) накопительная емкость (мерный цилиндр)

При исследовании работы аппарата изменялся расход жидкости (от 0,000011 до 0,000031 м³/с) и газа (0,06 до 0,306 м³/с), что позволило увидеть результаты при различных соотношениях газа и жидкости. Все исследования проводились при турбулентном режиме движения газа ($Re > 10000$).

Результаты обобщены в виде графических зависимостей, показанных на рисунке 3.14.

Из графика видно, что при изменении нагрузок по фазам (L/G) каждая из зависимостей имеет ярко выраженный максимум уноса жидкости, затем при увеличении показателя L/G брызгоунос снижается до величины 0,0015 кг/с.

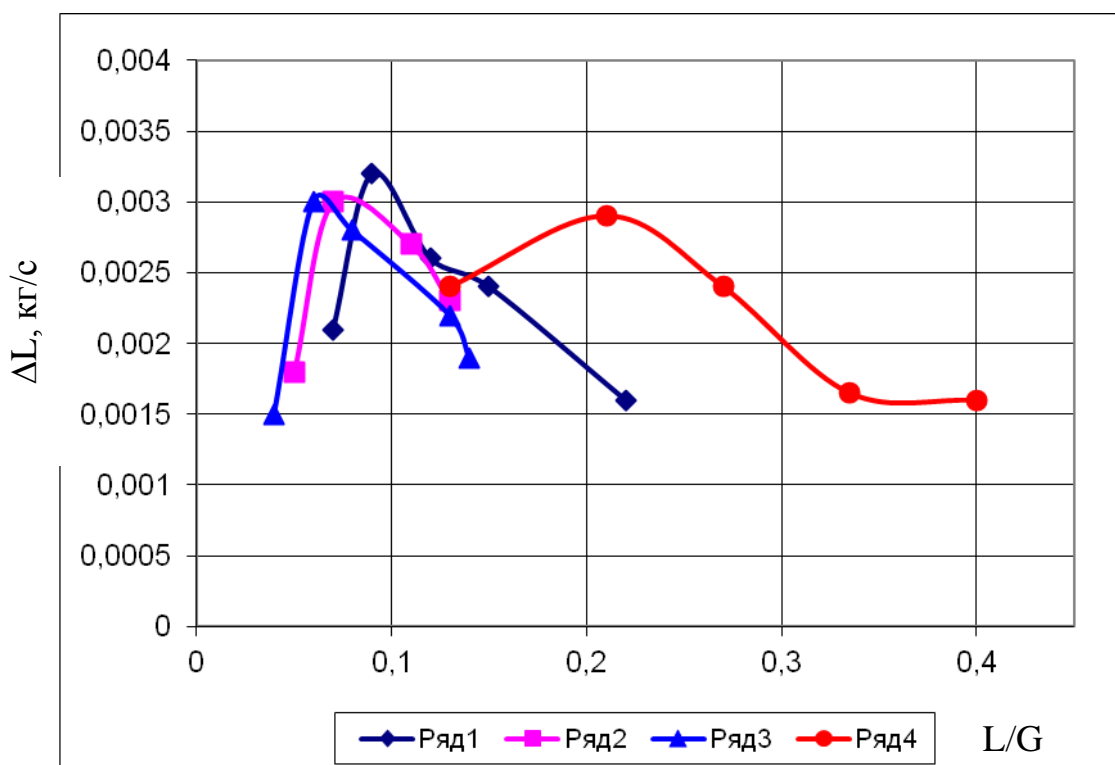


Рис. 3.14. Изменение брызгоуноса жидкости в зависимости от соотношения нагрузок по фазам при различной начальной скорости газа во входных щелях V_{ex} , м/с: 1 – $V_{ex} = 14,1$ м/с; 2 – $V_{ex} = 21,8$ м/с; 3 – $V_{ex} = 24,35$ м/с; 4 – $V_{ex} = 7,7$ м/с; $D_k = 1100$ мм; L – нагрузка по жидкой фазе, кг/с; G – нагрузка по газовой фазе, кг/с

Таблица 3.2

Значения исследуемых параметров

L, кг/с	G, кг/с	L/G	ΔL , кг/с
0,011	0,1419	0,077519	0,00212
0,013	0,1419	0,091614	0,00312
0,017	0,1419	0,119803	0,0026
0,021	0,1419	0,147992	0,0024
0,031	0,1419	0,218464	0,00166
0,011	0,2193	0,05016	0,00186
0,016	0,2193	0,072959	0,003
0,023	0,2193	0,104879	0,00266
0,027	0,2193	0,123119	0,00226
0,023	0,2193	0,104879	0,00196
0,011	0,2451	0,04488	0,00148
0,015	0,2451	0,0612	0,003
0,022	0,2451	0,089759	0,0028
0,03	0,2451	0,122399	0,00216
0,033	0,2451	0,134639	0,00193
0,012	0,21414	0,056038	0,002
0,016	0,21414	0,074717	0,00286
0,022	0,21414	0,102737	0,0026
0,027	0,21414	0,126086	0,00195
0,031	0,21414	0,144765	0,00166
0,01	0,0774	0,129199	0,00233
0,016	0,0774	0,206718	0,00293
0,021	0,0774	0,271318	0,00231
0,026	0,0774	0,335917	0,00161
0,031	0,0774	0,400517	0,00153

Величина брызгоуноса характеризует работу вихревой камеры. Так, если брызгоунос повышен, то это свидетельствует о срыве работы ВРПМА, т.к. аэродинамические силы, действующие на капли, в этом случае преобладают над центробежными. Жидкость увлекается газом к центру ВРПМА. Нарушается противоточное вдоль радиуса вихревой массообменной камеры движение капель и газа.

Величина брызгоуноса также зависит и от соотношения нагрузок по фазам и конструкции и схемы расположения распылителя, что показывает анализ графических зависимостей на рис. 3.14.

Более ранние исследования показали, что если вводить струи жидкости в область распыла с окружной скоростью, которая совпадает по направлению с окружной скоростью газового потока то величина относительной скорости уменьшается. Это будет приводить к увеличению получаемых капель жидкости и, как следствие уменьшению межфазной поверхности и к снижению эффективности массопередачи в рабочей вихревой камере ВРПМА, а это повлечет за собой увеличение габаритов аппарата и его стоимости. При этом капли будут быстрее вовлекаться во вращательное движение и начинать путь от центра к периферии и таким образом будет существовать стабильное противоточное движение вдоль радиуса этой камеры движение капель и газового потока.

Если вводить струи жидкости в область распыла вихревой массообменной камеры ВРПМА с окружной скоростью, направление которой противоположно направлению окружной скорости газового потока то величина относительной скорости увеличится. Это дает возможность уменьшить получаемые капли жидкости и повысит межфазную поверхность и эффективность работы аппарата. При данной схеме возникает угроза повышения брызгоуноса, снижения эффективности работы ВРПМА и угроза срыва работы ВРПМА в целом.

Таким образом, как направление ввода струй жидкости, подвергающихся распыливанию за счет энергии газового потока, так и

величины скоростей радиальных и окружных составляющих скорости струй жидкости необходимо учитывать при анализе гидродинамики газок капельного вихревого потока в рабочей камере ВРПМА. Изменяя эти величины, можно также управлять газок капельным потоком и оказывать воздействие на эффективность работы ВРПМА в целом.

На рис. 3.15 представлено сравнение известных контактных устройств по величине брызгоуноса. Из рисунка видно, что конструкция ВРПМА обладает минимальным брызгоуносом при выполнении ряда конструктивных требований.

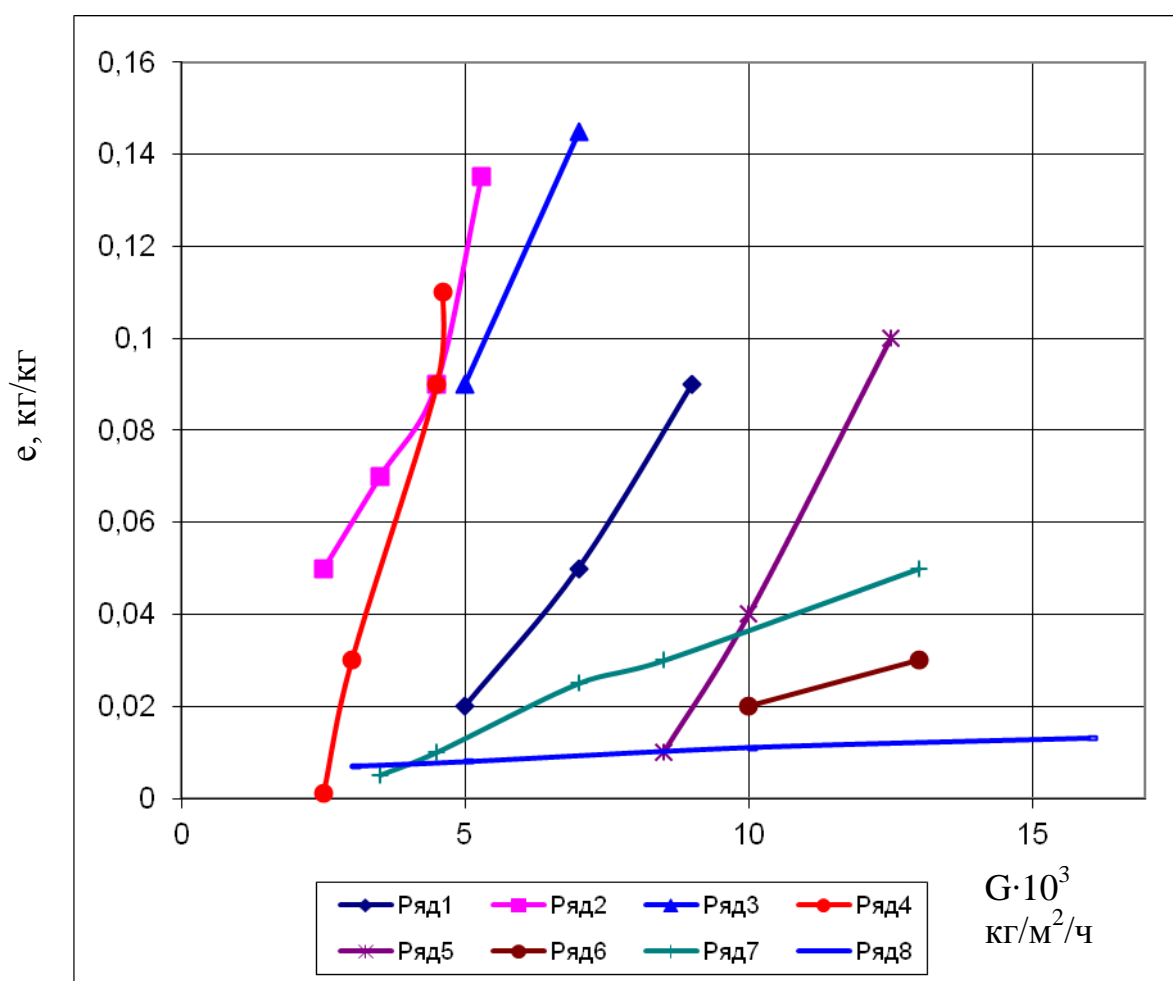


Рис. 3.15. Зависимость брызгоуноса на контактных устройствах (тарелках) различных конструкций от массовой скорости газа в сечении колонны (аппарата): 1 – струйная тарелка; 2 – колпачковая; 3 – состоящая из S-образных элементов; 4 – желобчатая; 5 – перфорированная волнистая; 6 – со спиральным потоком жидкости; 7 – ситчатая с отбойным элементом; 8 – ВРПМА

3.5. Определение ошибок экспериментальных исследований характеристик ВРПМА

Определения погрешности измерений и результатов расчета гидродинамических характеристик и параметров, характеризующих работу ВРПМА базируется на общепринятых методиках и рекомендациях [178–180] о проведении инженерного эксперимента и обработки полученных данных. Для определения оптимального количества опытов и достижения наивысшей степени точности и достоверности полученных результатов, а также обработки этих результатов использовались методы математической статистики [179, 181].

В ходе проведения эксперимента возможно возникновение двух родов ошибок – систематической и случайной [180, 182].

Систематическая ошибка смещает в равной степени все показатели величин, контролируемых в ходе проведения эксперимента. Для исключения ошибки такого рода все приборы, используемые в ходе исследования, прошли тарирование с помощью образцовых приборов в условиях прохождения эксперимента. Погрешность измерений при этом определялась классом точности средств измерения.

Случайная ошибка уменьшает точность результатов эксперимента. Анализ такого рода ошибки возможен при использовании среднего арифметического значения \bar{x} измеряемой величины x , и указывает центр распределения, около которого группируются результаты отдельных измерений.

При проведении повторных измерений одной и той же величины, проведенных в одинаковых условиях, влияние случайных ошибок (после исключения систематических) можно оценить с определенной вероятностью [183].

При обработке результатов ряда повторных измерений, содержащих случайные ошибки, находили среднее значение, являющееся конечным результатом измерений, исходя из зависимости

$$\bar{x} = \frac{x_1 + x_2 + \dots + x_n}{n}, \quad (3.15)$$

где x_1, x_2, \dots, x_n – результаты повторных измерений; n – число измерений.

В остальных случаях для оценки случайной ошибки определяли дисперсию для серии параллельных экспериментов [184]:

$$S_i = \frac{1}{n-1} \left(\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2 \right). \quad (3.16)$$

Наибольшую вероятную ошибку отдельного измерения определяли по правилу трех сигм [178–179]:

$$\Delta = 3\sigma, \quad (3.17)$$

где $\sigma = \sqrt{S}$ – среднеквадратическое отклонение.

Двусторонний доверительный интервал среднего арифметического значения ε определяли по зависимости [181] для доверительного интервала $P = 0,95$:

$$\varepsilon = t_p \frac{\sigma}{\sqrt{n}}, \quad (3.18)$$

где t_p – критерий Стьюдента.

Среднеквадратическую погрешность косвенных измерений определяли по зависимости [178]:

$$\sigma_y = \sqrt{\sum_{i=1}^n \left(\frac{\partial y}{\partial x} \cdot \Delta \cdot x_i \right)^2}, \quad (3.19)$$

где $y = f(x_1, x_2, \dots, x_n)$

В процессе исследований при определении ряда величин необходимо пользоваться одновременно несколькими способами и методиками измерений и соответственно учитывать общую погрешность таких исследований. Для учета общей погрешности использовали правило «суммации погрешностей» [178, 179, 181]. Если результат является функцией произведений или отношений нескольких величин, то квадрат относительной погрешности

результата равен сумме квадратов относительных погрешностей отдельных измерений. Таким образом,

$$\delta^2 = \sum_{i=1}^n \delta_i^2, \quad (3.20)$$

где $\delta_i = \frac{\Delta}{N_K - N_H} 100\%$ – приведенная допустимая ошибка прибора;

Δ – абсолютная ошибка; $N_K - N_H$ – диапазон показаний прибора; δ – ошибка результата измерений.

Для оценки погрешности исследований использовали описанный подход в каждом из измерений. Приведены допустимые погрешности (или класс точности) для всех приборов, использованных в процессе исследований (табл. 3.3). Результаты оценки показывают, что использованные в процессе исследований измерительные приборы не вносят существенной погрешности в определение давления и расхода.

Таблица 3.3

Приведенные допустимые ошибки приборов

Измеряемая величина	Прибор измерения	Допустимая ошибка (класс точности)
Перепад давления	Микроманометр с наклонной трубкой ММН-240	Класс точности 1,0
Расход газа	Трубка Пито – Прандтля (использовалась в комплекте с ММН-240)	3 %
Расход жидкости	Ротаметр РМ-0,25ЖУЗ	Класс точности 2,5

Далее в таблице 3.4 приведены результаты расчета погрешностей для всех измеренных величин. При этом погрешность находится в пределах 0,8–6,5 %, что дает возможность свидетельствовать об адекватности и правильности полученных данных.

Таблица 3.4

Результаты расчета случайных погрешностей при определении параметров

N	Расход жидкости L, кг/с	Расход газа G, кг/с	Скорость воды на входе, м/с	Скорость газа на входе, м/с	Брызгоунос ΔL , кг
1	0,011	0,1419	0,691	14,1	0,00212
2	0,012	0,14	0,673	13,8	0,002
3	0,01	0,1424	0,71	14,3	0,0022
4	0,011	0,1398	0,7	14,25	0,00205
5	0,011	0,141	0,7	13,9	0,00212
Сумма	0,055	0,7051	3,474	70,35	0,01049
Среднее значение	0,011	0,14102	0,6948	14,07	0,002098
Средне- квадратическое отклонение	0,000707	0,001141	0,013917615	0,216794834	$7,63 \cdot 10^{-5}$
Доверительный интервал	0,002121	0,003423	0,041752844	0,650384502	0,000229
Погрешность, %	6,42	0,80	2,00	1,54	3,63

Точность полученных уравнений регрессии определена по методике наименьших квадратов [181].

Выводы к разделу 3

Разработана схема экспериментальной установки для определения гидродинамических показателей вихревого массообменного аппарата ВРПМА. Объяснен принцип работы установки и приборов.

Подобрано оборудование для замера полей скорости газового потока в рабочем объеме вихревой камеры ВРПМА по высоте и вдоль радиуса.

Описана методика проведения замеров полей скорости газового потока в вихревой массообменной камере ВРПМА и систематизирована методика расчета.

Экспериментально определено гидравлическое сопротивление аппарата для различных соотношений нагрузок по фазам и начальных скоростей газа в аппарате.

Экспериментально определен брызгоунос в аппарате при изменении соотношения нагрузок по фазам.

Приведена методика оценки ошибки измерений и рассчитаны основные погрешности при замерах различных параметров на установке, таких как скорости газа и жидкости, расходы газа и жидкости, а также брызгоунос при работе аппарата

РАЗДЕЛ 4

ЭКСПЕРИМЕНТАЛЬНОЕ ИССЛЕДОВАНИЕ МАССООБМЕННЫХ ХАРАКТЕРИСТИК ВИХРЕВЫХ РАСПЫЛИВАЮЩИХ ПРОТИВОТОЧНЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ (ВРПМА)

4.1. Конструкция и принцип действия экспериментального стенда для исследования массоотдачи

В насадочную колонну 2 (рис.3.1.) подается вода насосом 3 и через штуцер внизу колонны за счет давления в баллоне 4 подается диоксид углерода в виде газа. В колонне происходит абсорбция водой диоксида углерода до равновесного состояния при температуре эксперимента. Насыщенная жидкость подается в напорный бак 1 и под действием силы тяжести поступает в массообменную камеру 6, где распыляется с помощью форсунки. Размер отверстия, из которого происходит распыл – 500 мкм.

Массообменный аппарат ВРПМА представляет собой аппарат распыливающего типа. Процесс массопередачи в таких аппаратах происходит в объеме вихревой массообменной камеры, который заключен между двумя цилиндрическими поверхностями с радиусами r_1 и r_2 и верхней и нижней торцевыми крышками, расстояние между которыми H_K равно высоте массообменной камеры.

При проведении исследований для нахождения коэффициента массоотдачи жидкой фазы были проведены опыты по десорбции потоком воздуха плохо растворимого в воде газа CO_2 .

Эксперименты по исследованию массоотдачи проводились на установке, схема которой показана на рис. 4.1.

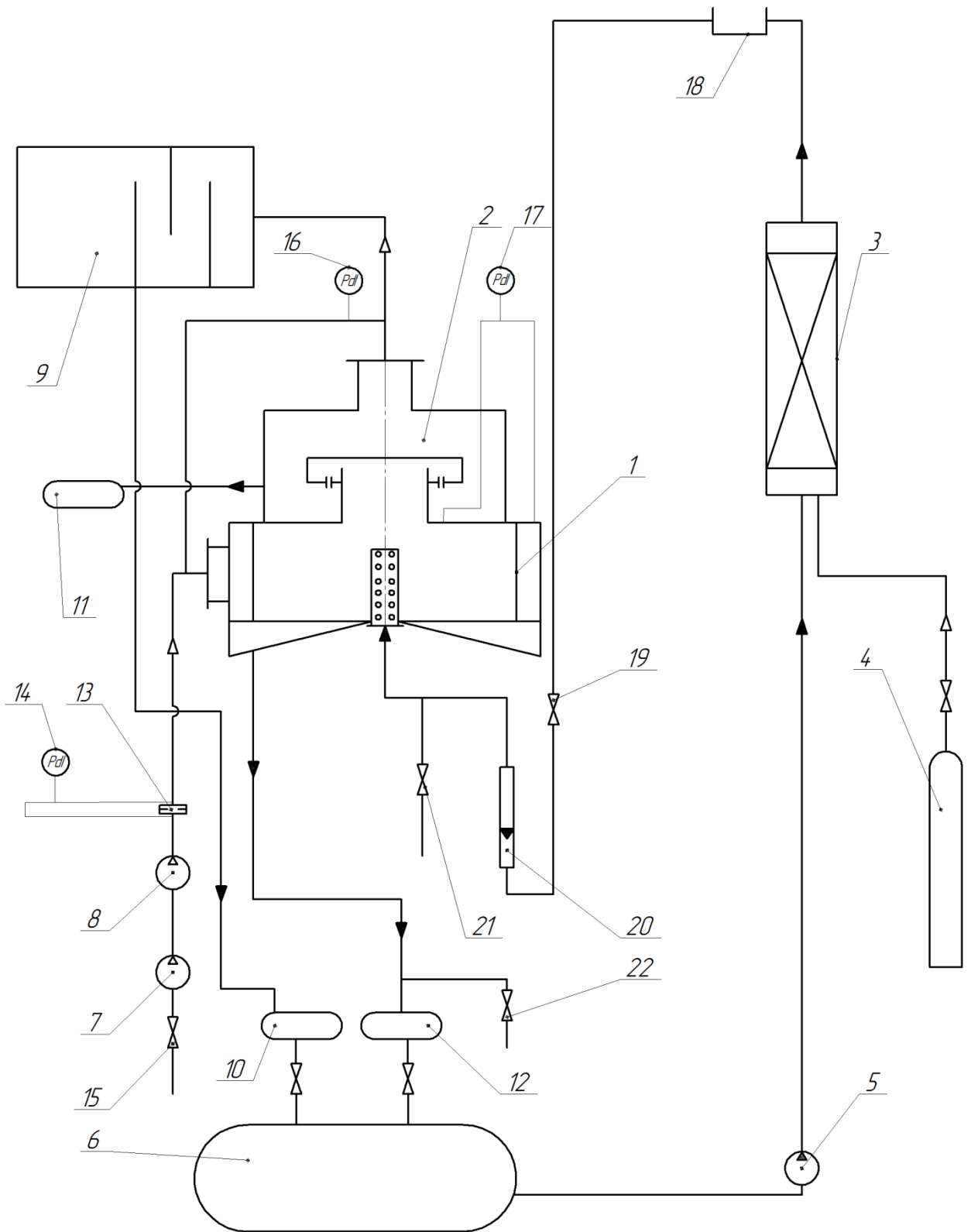


Рис. 4.1. Схема экспериментальной установки
для исследования процессов массоотдачи

Экспериментальная установка состоит из: 1 – вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата; 2 – сепаратора; 3 – абсорбционной насадочной колонны, заполненной кольцами Рашига; 4 – баллона с CO_2 с редуктором давления; 5 – насоса для подачи жидкости в абсорбционную колонну; 6 – сборника жидкости; 7 и 8 – вентиляторов высокого давления (ВВД-5); 9 – лабиринтного брызгоуловителя с фильтрами тонкой очистки; 10 – емкости для сбора жидкости, которая улавливается в лабиринтном брызгоуловителе; 11 – емкости для сбора жидкости, которая улавливающейся в сепараторе; 12 – емкости для сбора жидкости, выходящей из ВРПМА; 13 и 14 – расходомера воздуха переменного перепада давления и дифференциального манометра соответственно; 15 – вентиля регулирования количества воздуха, который подается вентилятором; 16 – манометра для измерения потерь давления в целом по ВРПМА; 17 – манометра для измерения потерь давления в рабочей камере ВРПМА; 18 – дегазатора; 19 – вентиля регулирования подачи жидкости на распыление; 20 – ротаметра для измерения расхода жидкости, подающейся на распылитель; 21 – вентиля отбора проб жидкости, подающейся на распылитель; 22 – вентиля отбора проб жидкости, отводимой из ВРПМА.

4.2. Методика проведения исследований по определению кинетических закономерностей массоотдачи

При проведении исследований использовалась методика определения коэффициента массообмена, которая предложена в работах [99, 185-186]. Нахождение коэффициента массоотдачи непосредственно из опыта затруднено, так как в данное время отсутствуют надежные методы, которые позволяют замерить концентрацию на границе раздела фаз. Поэтому, для нахождения коэффициента массоотдачи на основании экспериментальных данных применялся косвенный метод. Также, при выборе метода учитывалось, что коэффициенты диффузии в жидкостях на несколько порядков меньше чем в газах.

Исследование кинетических закономерностей массоотдачи в жидкой фазе в ВРПМА проводилось в условиях десорбции труднорастворимого углекислого газа из воды потоком воздуха.

Согласно работам [95, 96, 187, 188], для этой системы основное сопротивление переносу вещества (99-99,5%) сосредоточено в жидкой фазе.

В этом случае можно пренебречь сопротивлением газовой фазы и считать, что коэффициент массоотдачи, определенный в жидкой фазе, равен коэффициенту массопередачи.

$$K_V \approx K_{XV}. \quad (4.1)$$

Насыщение воды углекислым газом проводилось в насадочной колонне при прямоточном движении фаз снизу вверх. После колонны был установлен дегазатор для удаления из воды газа, который оставался нерастворенным.

Количество воды, циркулирующей замерялась ротаметром РС-5, а количество воздуха – диафрагмой. Температура воды и воздуха на входе и выходе из тарелки измерялась термометром сопротивления с автоматическим мостом.

В процессе экспериментов проводились отборы проб жидкости из аппарата. После установки необходимых расходов воды, углекислоты и воздуха отбирались пробы жидкости, которые на каждом режиме дублировались не менее 3–4 раз. Пробы жидкости отбирались в калиброванные измерительные пипетки емкостью 50 моль, нижние и верхние концы которых были оснащены кранами. На отборе жидкости пипетки устанавливались в вертикальном положении на специальном щите и соединялись шлангами со штуцерами отбора жидкости на тарелке.

Жидкость самотеком поступала в пипетки и, пройдя через них, сливалась в сборник жидкости. Скорость протекания жидкости через пипетки устанавливалась такой, при которой исключался проскок газа. После того, как через каждую пипетку проходило количество жидкости, равное примерно 4–5 объемам пипетки, краны перекрывались, и в пипетках отмерялся строго определенный объем жидкости с растворенной углекислотой.

Анализ углекислоты в жидкости проводился по методике [189], основанной на титровании раствора углекислоты 0,01–0,05N раствором NaOH. Титрование осуществлялось с помощью рН-метра типа рН-340 до величины рН = 8,3. В таком растворе содержание углекислоты практически равно нулю.

Концентрация углекислого газа в растворе определялась по формуле:

$$x = \frac{44 \cdot V_1 \cdot N \cdot K}{V_2}, \quad (4.2)$$

где x – концентрация CO_2 в растворе, кг/м^3 ; 44 – грамм-эквивалент CO_2 ; V_1 – объем раствора NaOH, израсходованный на титрование, мл; N – нормальность раствора NaOH; K – поправочный коэффициент к нормальности; V_2 – объем анализируемой пробы, мл.

В связи с маленькими концентрациями CO_2 в газе и большой константе фазового равновесия в системе углекислый газ-вода ($m_{yx} = 1440$) влиянием газовой фазы на движущую силу процесса десорбции можно пренебречь, а эффективность рассчитать по уравнению

$$E_{M_x} = \frac{x_1 - x_2}{x_1}, \quad (4.3)$$

где E_{M_x} – эффективность по Мерффри.

Число единиц переноса при маленьких концентрациях компонента вычисляется по формуле [97]:

$$N_x = \ln \frac{x_1}{x_2}. \quad (4.4)$$

Или, выразив через объемный коэффициент массоотдачи:

$$N_x = \frac{\beta_{x_v} \cdot V_{an}}{Q_L}, \quad (4.5)$$

где V_{an} – объем рабочей камеры вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата, м^3 ; Q_L – нагрузка по жидкой

фазе, м³/с; β_{x_v} – объемный коэффициент массоотдачи в жидкой фазе, 1/с.

Из уравнения (4.5) объемный коэффициент массоотдачи в жидкой фазе выражается в виде

$$\beta_{x_v} = \frac{N_x Q_L}{V_{an}}. \quad (4.6)$$

Число единиц переноса в выражении (4.6) определяется по уравнению (4.4).

В условиях эксперимента температура жидкости изменялась, поэтому значение β_{x_v} приводилось к значению температуры 20 °С. При десорбции из воды СО₂ в границах температур жидкости от 5 до 40 °С [97],

$$\beta_{x_v} \approx e^{0,023 t_g},$$

где t_g – температура жидкости, °С. Таким образом, объемный коэффициент массоотдачи в жидкой фазе для вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата с поправкой на температуру

$$\beta_{x_v} = \frac{N_x Q_L}{\pi R_1^2 H} e^{0,023(20-t_g)}. \quad (4.7)$$

4.3. Методика проведения исследований ВРПМА в процессе ректификации

В связи с тем, что в ВРПМА организовано противоточное движение фаз, особый интерес представляет использование такого аппарата в процессах ректификации.

Обычно исследование эффективности контактных устройств, в частности, тарелок различной конструкции, проводят в колонне, которая содержит порядка десяти таких элементов. В некоторых случаях, если исключить взаимное влияние тарелок одну на другую, унос жидкости на выше расположенные элементы [190], то зависимости по объемному коэффициенту массопередачи и числу единиц переноса для одной ступени контакта можно в определенных условиях распространить на всю колонну.

Учитывая то, что одной из целей создания и использования вихревого аппарата с противотоком фаз в зоне контакта является замена громоздкого колонного оборудования, содержащего несколько тарелок, одним аппаратом, в рамках проведенной работы исследовалась эффективность одного вихревого аппарата.

Эффективность массообменных процессов, протекающих в вихревом противоточном массообменном аппарате, в целом определяется изменением концентраций паровой фазы до и после аппарата и жидкой фазы на входе и выходе из аппарата. При работе с бесконечным флегмовым числом о стабилизации происходящих процессов можно судить по равенству концентраций фаз (x_1, y_2 и x_2, y_1).

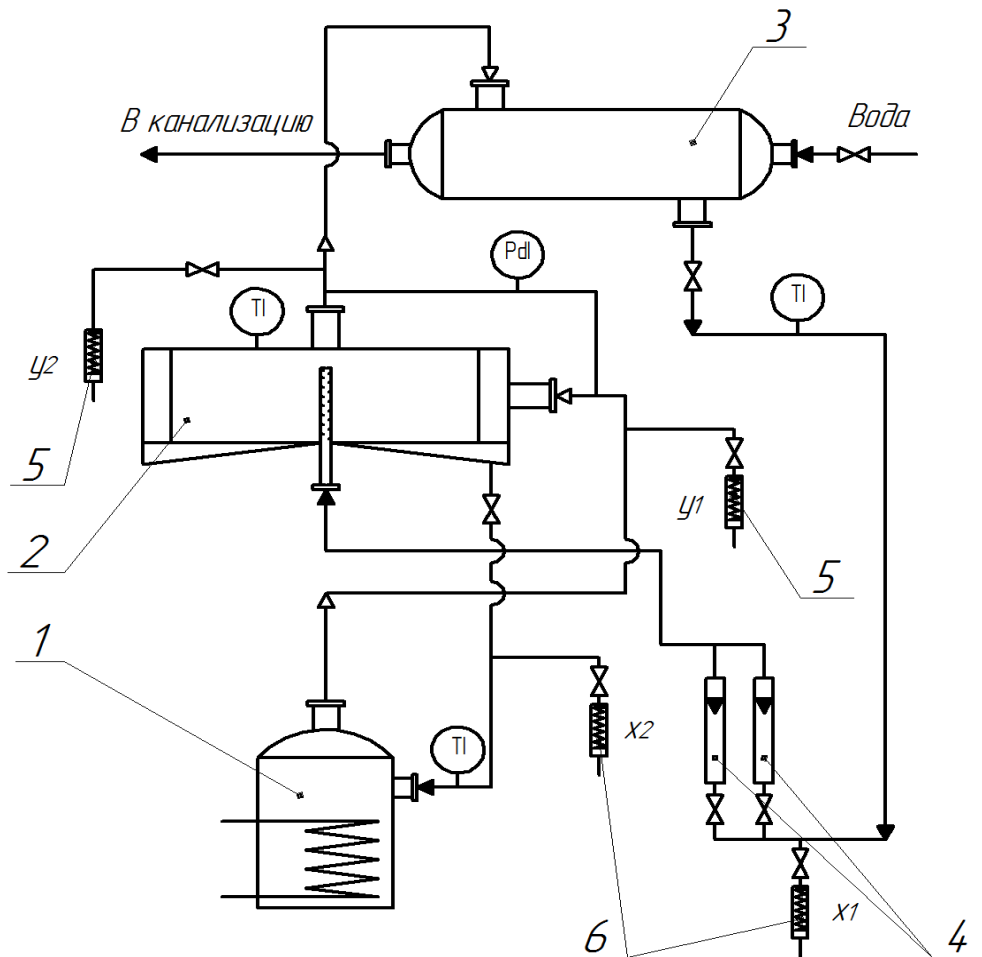


Рис. 4.2. Схема экспериментальной установки для проведения процесса ректификации: 1 – куб; 2 – вихревой аппарат; 3 – конденсатор; 4 – ротаметры; 5 – холодильник для отбора проб паровой фазы; 6 – холодильник для отбора проб жидкой фазы

Схема работы данной экспериментальной установки приведена на рис. 4.2. Установка включает куб, в котором происходило испарение смеси, вихревой аппарат, конденсатор, ротаметры, холодильники в линиях отбора проб пара и флегмы.

Жидкость подается в аппарат через распылитель, закрепленный на торцовой крышке, противоположной той, в которой находится отверстие для отвода пара из массообменной камеры. Конструкция распылителя представлена в 3 разделе. На периферии массообменной камеры, в нижней части цилиндрического корпуса, расположен ряд тангенциальных щелей для отвода жидкости из вихревой камеры, по всей длине соединенные с емкостью для сбора жидкости. Из этой емкости жидкость через патрубок удаляется из аппарата.

Аппарат работает таким образом. Пар из куба подается к исследуемому аппарату, проходит через массообменную камеру, где происходит контакт с жидкой фазой. Пар, вводится в массообменную камеру через тангенциальные щели, движется к центру и создает мощный вихревой поток со значительным увеличением окружной скорости к центральной области, где в радиальном направлении в массообменную камеру вводится жидкость. Происходит распыление струй жидкости на капли, которые вовлекаются во вращательное движение вокруг оси аппарата и движутся к цилиндрической стенке камеры, оседают на ней и в виде пленки, через щели в нижней части корпуса, жидкость удаляется из аппарата.

Пар удаляется из аппарата в конденсатор. Флегма из конденсатора подается к распылителю, вводится в массообменную камеру, где струи жидкости снова распыляются на капли. Капли вовлекаются во вращательное движение и под действием центробежных сил двигаются противоточно относительно пара вдоль радиуса вихревой камеры. Далее капли оседают на цилиндрической стенке, откуда через ряд щелей и камеру для сбора жидкости удаляются из аппарата в куб.

Исследование эффективности вихревых распыливающих

массообменных аппаратов (ВРПМА) проводились на "горячем" стенде в условиях ректификации смеси метанол - вода при полном возврате флегмы в куб, то есть с бесконечным флегмовым числом.

Отбор паровой фазы производился с помощью Г-образной трубки, установленной по центру паровых патрубков на входе и на выходе из аппарата. Потом через стеклянные холодильники, где пар конденсировался, пробы отбирались в пробирки.

Отбор проб флегмы производился со стенок труб в гидрозатворе перед ротаметрами, через которые флегма подавалась в распылитель, и на выходе из аппарата, то есть в местах, где было гарантировано заполнение объема свежей протекающей жидкостью.

Дальше флегма охлаждалась в стеклянных ёмкостях, откуда уже производили отбор в пробирки.

Анализ содержания метанола в пробах проводили при помощи рефрактометра по отработанной методике. Измерения, проведенные рефрактометром, выборочно контролировались с помощью анализов, проведенных по удельному весу.

Замер температур производился ртутными термометрами в трех точках. Измерялась температура флегмы на входе в вихревой аппарат и на выходе из него, а также температура пара на выходе из куба.

Расчет объемного расхода пара через вихревой распыливающий противоточный массообменный аппарат производился с учетом полного возвращения флегмы в систему, то есть по показаниям ротаметров, и равенстве массовых расходов.

Первые измерения проводились через 1–1,5 часа после запуска. Потом отбор проб проводили с интервалом 40–60 минут до выравнивания концентрации. Выборочно для контроля измерений y_1 и x_2 проводился отбор проб из куба. При стабилизации процесса эти измерения совпадали.

Данные по экспериментальному определению эффективности вихревого массообменного аппарата приведены в приложении.

Соппротивление аппарата измерялось по перепаду давления между входным патрубком для подвода газа и патрубком отвода газа из аппарата если диаметры, а, следовательно, и скорости движения пара в этих патрубках одинаковы. Так измерялись полные потери энергии во всех элементах аппарата.

4.4. Результаты экспериментальных исследований массообменных характеристик ВРПМА в процессе десорбции

Исследование процесса массоотдачи в жидкой фазе проводилось на стенде рис. 3.2 для этого было спроектировано два массообменных аппарата. Первый аппарат имел радиус и высоту массообменной камеры 400 и 80 мм. Второй аппарат имел диаметр и высоту массообменной камеры соответственно 600 и 250 мм. Результаты экспериментальных исследований аппаратов представлены в табл. А.1 и А.2.

Полученные результаты указывают на высокую эффективность аппаратов и подтверждают полученные ранее теоретические зависимости о влиянии поперечного градиента скоростей газового потока на количество теоретических ступеней изменения концентрации в одной ступени распылителя.

Проведенные исследования позволили также выявить зависимость между брызгоуносом и снижением эффективности ВРПМА.

Для всех режимов снижение эффективности массоотдачи совпадает с увеличением брызгоуноса (рис. 4.3). Увеличение уносимой жидкости объясняется особенностями конструкции аппаратов и их гидродинамикой. Так как распылитель располагается в центре массообменной камеры, где осевая скорость газа достигает порядка 20–40 м/с, при относительно малой скорости истечения наблюдается мелкодисперсный распыл жидкости за счет высоких относительных скоростей фаз.

На капли действуют большие центробежные силы, благодаря чему жидкость «пролетает» опасную зону осевых скоростей газа. Далее, с

увеличением нагрузки по жидкости, скорости газа снижаются, что сказывается на силовом влиянии газа на капли и приводит к некоторому увеличению брызгоуноса.

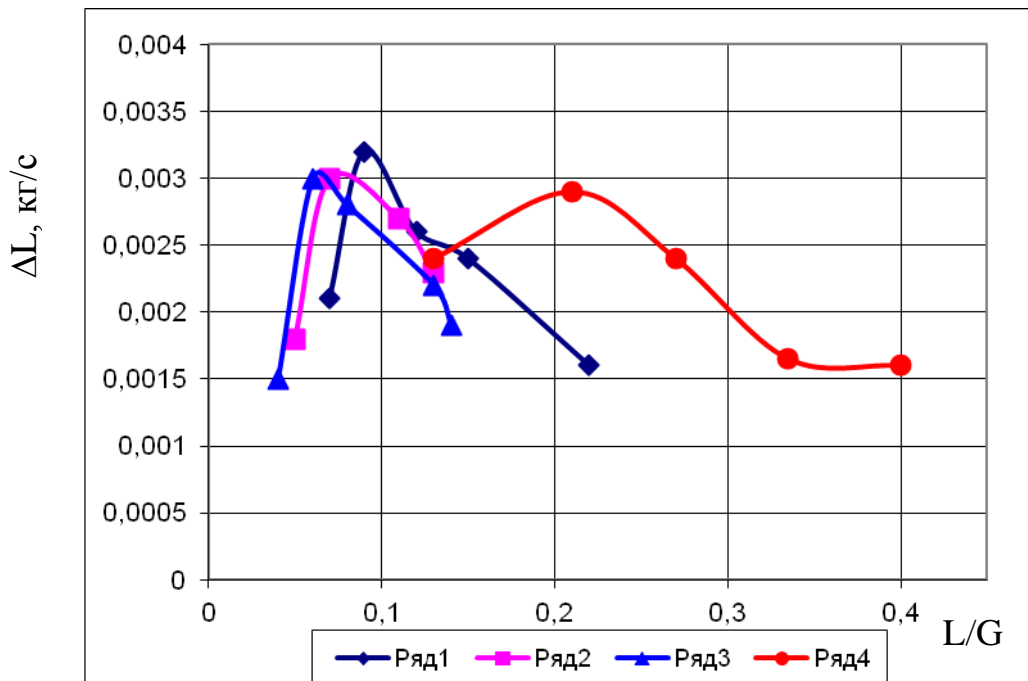


Рис. 4.3. Изменение брызгоуноса жидкости в зависимости от соотношения нагрузок по фазам при различной начальной скорости газа во входных щелях V_{ex} (м/с): 1 – $V_{ex} = 14,1$ м/с; 2 – $V_{ex} = 21,8$ м/с; 3 – $V_{ex} = 24,35$ м/с; 4 – $V_{ex} = 7,7$ м/с

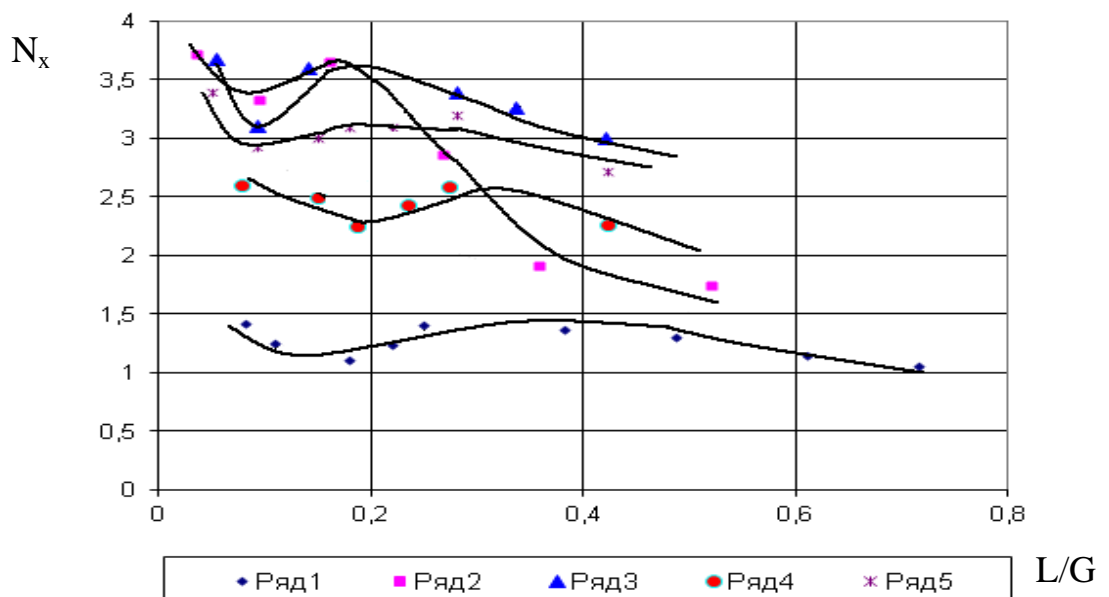


Рис. 4.4. Зависимость числа единиц переноса от соотношения нагрузок по фазам при разной скорости газа во входных щелях: 1 – $V_{ex} = 9,2$ м/с; 2 – $V_{ex} = 12,8$ м/с; 3 – $V_{ex} = 15,6$ м/с; 4 – $V_{ex} = 20$ м/с; 5 – $V_{ex} = 23,8$ м/с

На рисунках 4.3 и 4.4 приведены зависимости относительного брызгоуноса и количества теоретических ступеней от входной скорости газа в тангенциальных щелях при различных соотношениях нагрузок по фазам.

Дальнейшее увеличение нагрузки по жидкости и скорости истечения струй из отверстий распылителя изменяет картину движения жидкой фазы в центральной области. Распыление струй происходит вблизи радиуса близкого к радиусу R_2 , то есть возле границы опасной зоны осевых скоростей и высоких окружных скоростей газа, что снижает брызгоунос.

На рисунках 4.5 и 4.6 приведены графические зависимости степени извлечения от скорости газа во входных тангенциальных щелях при различных скоростях жидкости в отверстиях распылителя для аппаратов диаметров 400 и 600 мм.

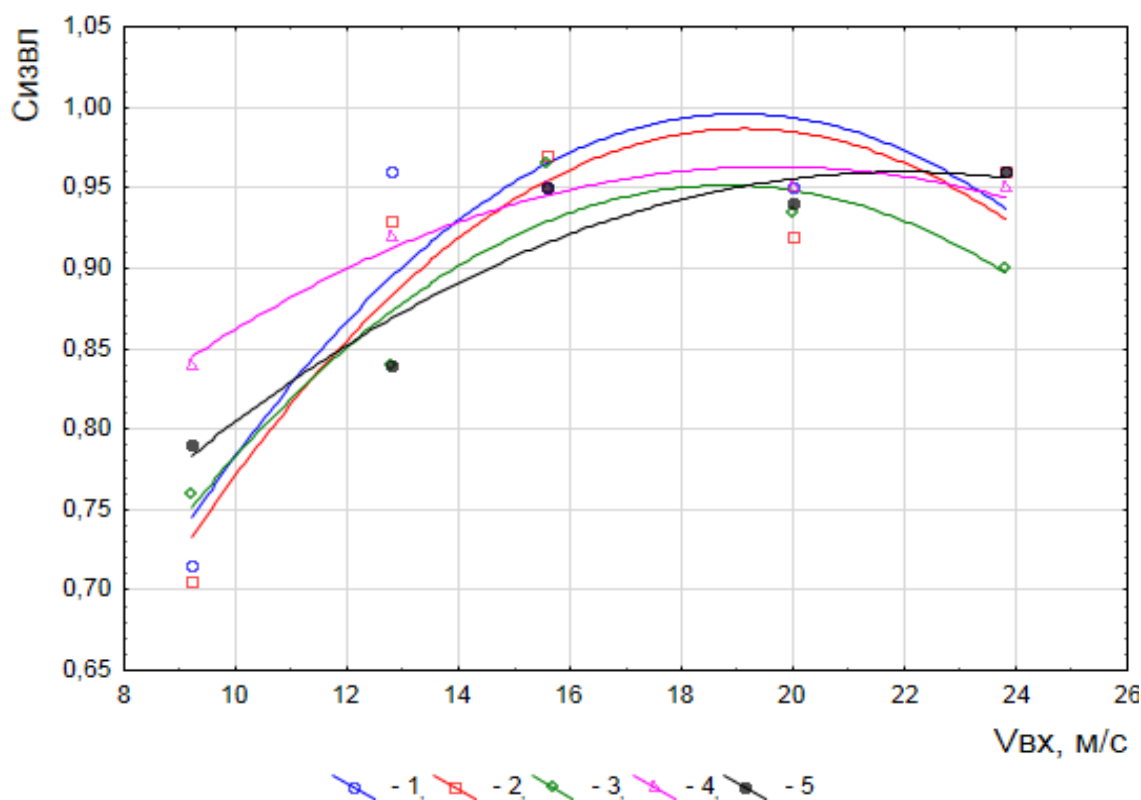


Рис. 4.5. Зависимость степени извлечения от скорости газа во входных щелях при различных скоростях жидкости в отверстиях распылителя ($D_k = 400$ мм): 1 – $W_{вх} = 1,275$ м/с; 2 – $W_{вх} = 2,765$ м/с; 3 – $W_{вх} = 5,72$ м/с; 4 – $W_{вх} = 7,2$ м/с; 5 – $W_{вх} = 8,7$ м/с

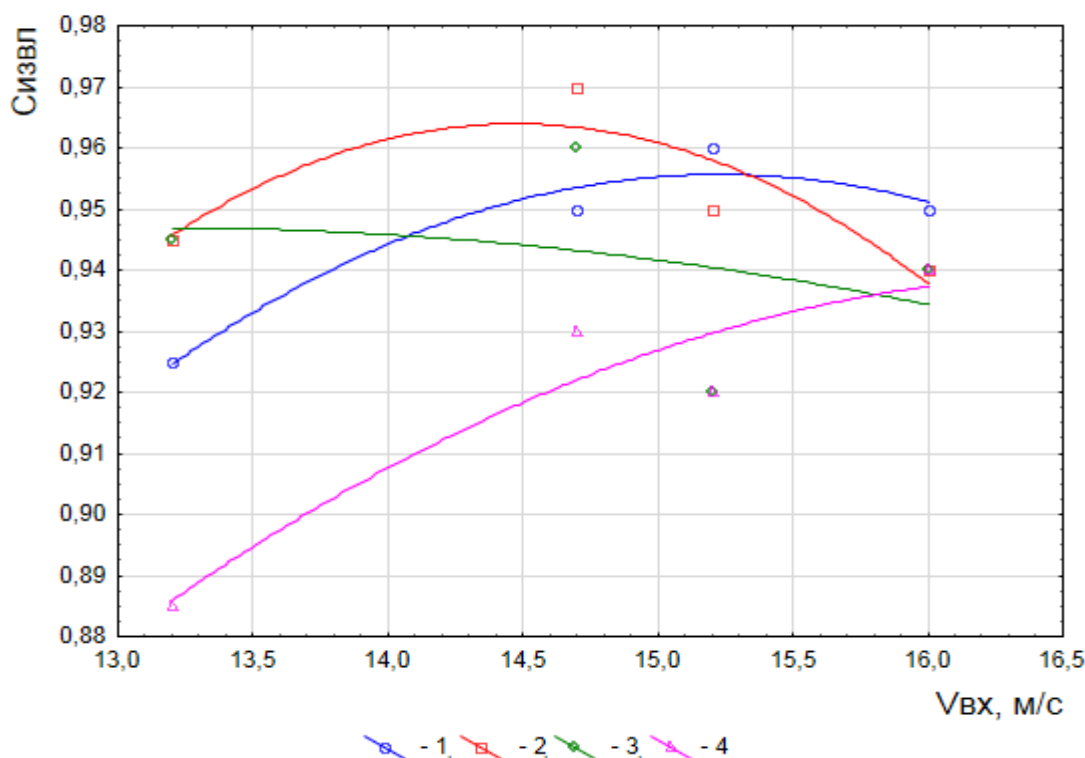


Рис. 4.6. Зависимость степени извлечения от скорости газа во входных щелях при различных скоростях жидкости в отверстиях распылителя ($D_k = 600$ мм): 1 – $W_{вх} = 13,2$ м/с; 2 – $W_{вх} = 14,7$ м/с; 3 – $W_{вх} = 15,2$ м/с; 4 – $W_{вх} = 16$ м/с

Результаты обработки экспериментальных данных позволяют определить массообменные характеристики и размеры аппарата, приведённые ниже.

4.5. Результаты исследований массообменных характеристик ВРПМА в процессе ректификации

Расчет количества теоретических ступеней производился по табличным значениям с использованием линии равновесия смеси метанол-вода по ранее опубликованым в литературе данным [191–194] с целью анализа целесообразности применения ВРПМА в процессах ректификации.

Для выявления преимуществ вихревого противоточного аппарата целесообразно применять критерии, характеризующие эффективность использования единицы объема массообменной камеры, в которой

происходит противоточное движение фаз. Одним из таких критериев является объемный коэффициент массопередачи, который равен

$$K_V = \frac{G N_x}{V}, \quad (4.8)$$

где N_x – число единиц переноса, определяющееся через среднюю логарифмическую движущую силу процесса между начальной и конечной разностями концентраций.

Другим важным критерием, который характеризует энергетическую емкость массообменного оборудования и является критерием для сравнения массообменных аппаратов различных конструкций, будет величина удельного гидравлического сопротивления, которое приходится на одну теоретическую ступень изменения концентрации или единицу переноса:

$$\Delta P_{yo} = \Delta P / N_x, \quad (4.9)$$

где ΔP – полное гидравлическое сопротивление аппарата, Па.

$$\Delta P = P_{cm} + \frac{\rho_g \cdot V_{ex}^2}{2} - P_3, \quad (4.10)$$

где P_{cm} – статическое давление на входе в аппарат, Па; ρ_g – плотность газа, кг/м³; v_{ex} – скорость газа во входном сечении, м/с; P_3 – полное давление аппарата, замеряемое в патрубке вывода газа из аппарата, Па.

Знание удельного гидравлического сопротивления важно при проведении расчетов вновь проектируемого оборудования или реконструкции существующего [148, 191, 195], так как позволяет определить изменение давления по высоте аппаратов или колонны, что может привести к изменению температур, концентрации и коренным образом повлиять на массообменные процессы, которые протекают в оборудовании.

На рисунке 4.7 приведена полученная экспериментальная зависимость изменения объемного коэффициента массопередачи от режима работы ВРМПА. Для оценки величины коэффициента на графике представлены зависимости изменения объемного коэффициента массопередачи для трех других типов массообменных устройств, сетчатой, клапанной и колпачковой

тарелок. Видно, что значение объемного коэффициента для ВРПМА на порядок выше, чем в традиционном тарельчатом оборудовании.

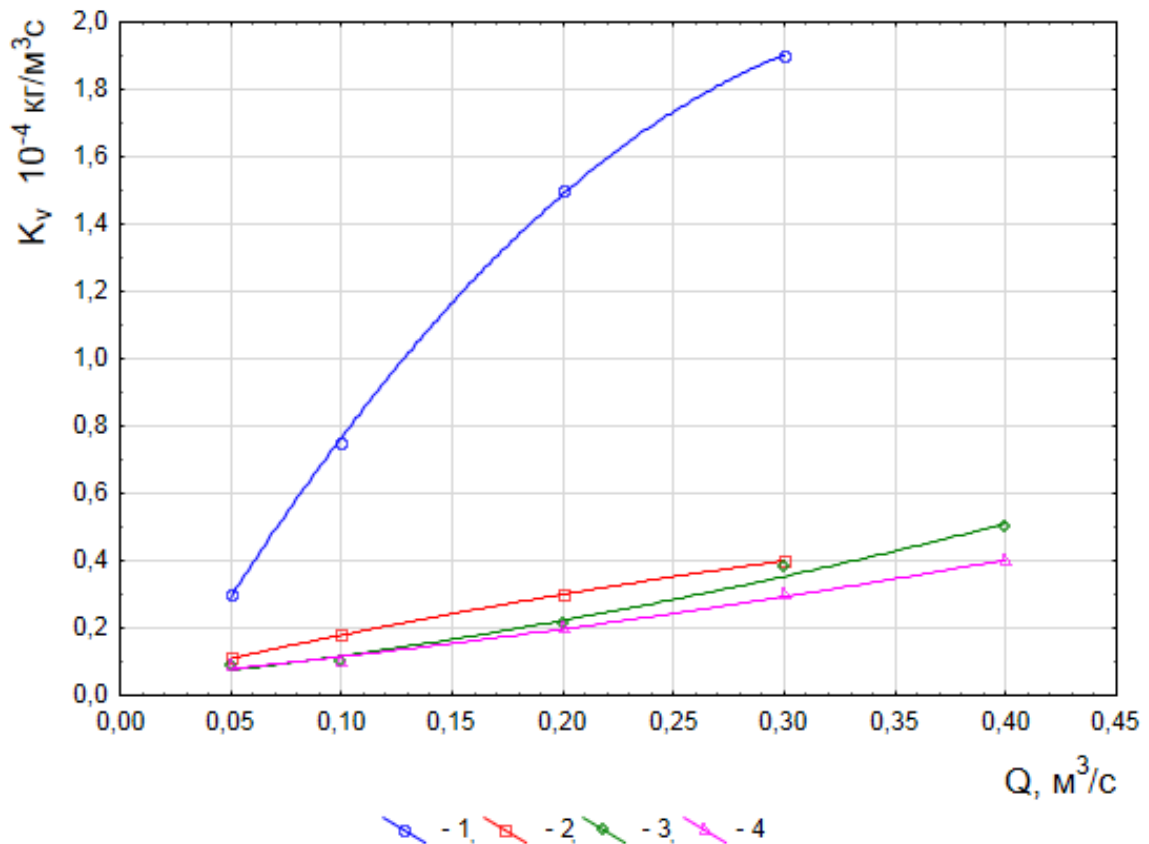


Рис. 4.7. Зависимость объемного коэффициента массопередачи от нагрузки по газу для разных массообменных устройств: 1 – ВРПМА; 2 – сетчатая тарелка; 3 – колпачковая тарелка; 4 – клапанная тарелка

Графическая зависимость удельного сопротивления, приходящегося на одну теоретическую ступень изменения концентрации, приведена на рис. 4.8. Для сравнения показаны аналогичные зависимости для различных типов тарелок [195, 196].

Приведенный анализ полученных характеристик позволяет сделать вывод об особенностях работы вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата.

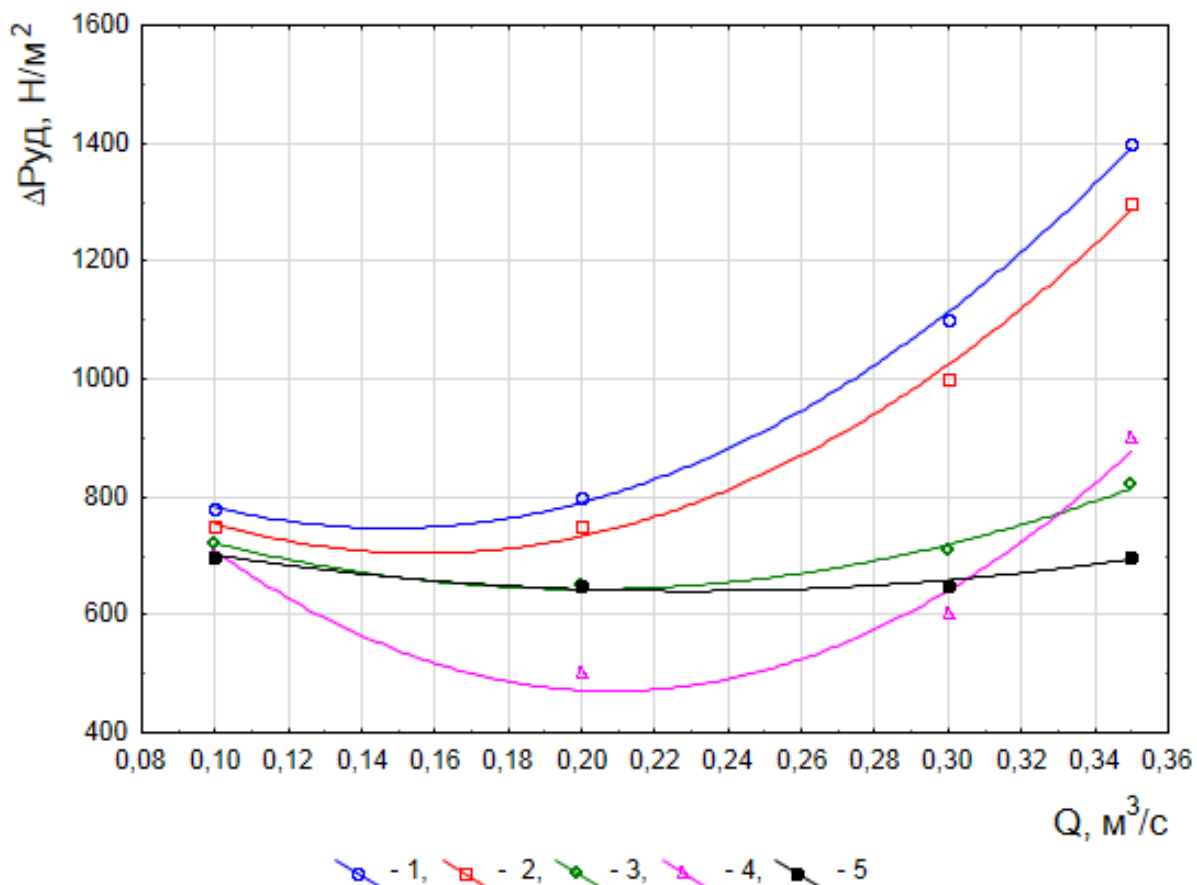


Рис. 4.8. Изменение удельного сопротивления на одну теоретическую ступень изменения концентрации для различных устройств (1 – типа «Юнифлак»; 2 – из S-подобных элементов с отбойниками; 3 – прямоточно-клапанная; 4 – сетчатая с отбойными элементами; 5 – ВРПМА)

Анализ теоретических исследований, приведенный в предыдущих главах, позволяет предполагать, что при небольшом расходе паровой фазы через аппарат, и соответственно, невысоких скоростях пара во входных тангенциальных щелях в области распыла возникают капли большого размера в связи с недостаточной величиной относительной скорости фаз. Малая величина межфазной поверхности, а также невысокие окружные скорости газа вдоль радиуса массообменной камеры приводят к тому, что на этих режимах аппарат работает неэффективно. Изменение концентраций составляет порядка одной – полутора теоретических ступеней.

Дальнейшее увеличение расхода и скоростей пара в массообменной камере создает условия для более мелкодисперсного распыла жидкости, увеличения межфазной поверхности за счет уменьшения капель, небольшой размер которых при высоких окружных скоростях газа позволяет организовать противоточное движение с малым брызгоуносом и более интенсивной циркуляцией токов в каплях. Все это приводит к интенсификации массообмена, что позволяет достичь 3–3,5 теоретических ступеней изменения концентрации в одной ступени распыла.

Одновременно с увеличением скоростей газа происходит рост величины гидравлического сопротивления аппарата, которое пропорционально квадрату скорости газа. Суммарный рост эффективности и гидравлического сопротивления приводит к уменьшению удельного сопротивления, которое приходится на одну теоретическую ступень изменения концентрации. Такой анализ позволяет обосновать полученные другими авторами показатели высокой эффективности ВРПМА в процессах ректификации.

Знание удельного гидравлического сопротивления на одну теоретическую ступень изменения концентрации позволяет проводить технико-экономическое сравнение эффективности различных конструкций массообменного оборудования и делать обоснованный их выбор.

Как видно из графика (рис. 4.8), данное удельное гидравлическое сопротивление для ВРПМА меньше аналогичных характеристик для некоторых типов тарелок и сравнимо с размером удельного сопротивления в области оптимума для тарелок, имеющие более экономичные показатели. Замена нескольких тарелок одним аппаратом и уменьшение количества флегмы, подаваемой на орошение, приведет к уменьшению энергозатрат при эксплуатации. Использование аппаратов вихревого типа с противотоком фаз в зоне контакта даст значительный экономический эффект.

4.6. Расчет массообменных характеристик ВРПМА

При расчете коэффициентов массопередачи, других параметров, характеризующих эффективность работы ВРПМА, теоретически сталкиваются с рядом трудностей, в связи с чем по данным экспериментальных исследований необходимо получить критериальную зависимость

$$Nu = f(Re, Pe, \Gamma_1, \Gamma_2). \quad (4.11)$$

Учитывая, что эксперименты проводились в условиях десорбции труднорастворимого газа CO_2 , при выводе следующих зависимостей будем полагать, что $\beta_x = K_x$. В свою очередь, связь между объемным коэффициентом массоотдачи β_{x_v} и коэффициентом массоотдачи β_x выражается соотношением [51, 197–198, 199]:

$$\beta_{x_v} = \beta_x \cdot a, \quad (4.12)$$

где a – удельная поверхность контакта фаз, отнесенная к единице рабочего объема аппарата, то есть

$$a = \frac{F}{V_{an}}, \quad (4.13)$$

где F – межфазная поверхность, представляющая собой поверхность капель жидкости [200]:

$$F = S_K n_K = \frac{6V_L}{d_K} = \frac{3d_o^2}{2d_K} n_o \pi (R_1 - R_2), \quad (4.14)$$

где S_K и n_K – поверхность и количество капель жидкости соответственно; V_L – объем жидкости, находящейся в рабочем объеме массообменной камеры; d_K и d_o – диаметры капли и отверстия соответственно; n_o – количество отверстий.

Таким образом, связь между коэффициентами массоотдачи

представляется следующей зависимостью:

$$\beta = \frac{\beta_V}{a} = \frac{\beta_V V_{an}}{F} = \frac{\beta_V 2V_{an} d_K}{3d_f^2 n_f \pi (R_1 - R_2)}. \quad (4.15)$$

Кроме того, учитывая то, что на диаметр капли влияет скорость газа в зоне распыла, которая, в свою очередь, зависит от соотношения радиусов R_1 и R_2 и входной скорости газа (V_{ex} зависит от площади тангенциальных щелей и высоты массообменной камеры), вид уравнения (4.11) можно несколько упростить и функциональную зависимость Nu от определяющих критериев получить в виде

$$Nu = f(Re, Pe, 1/R_1), \quad (4.16)$$

$$\text{где } Nu = \frac{\beta_g d_K}{D_g}; l = R_1 - R_2; Pe = \frac{W_{ex} d_K}{D_g}.$$

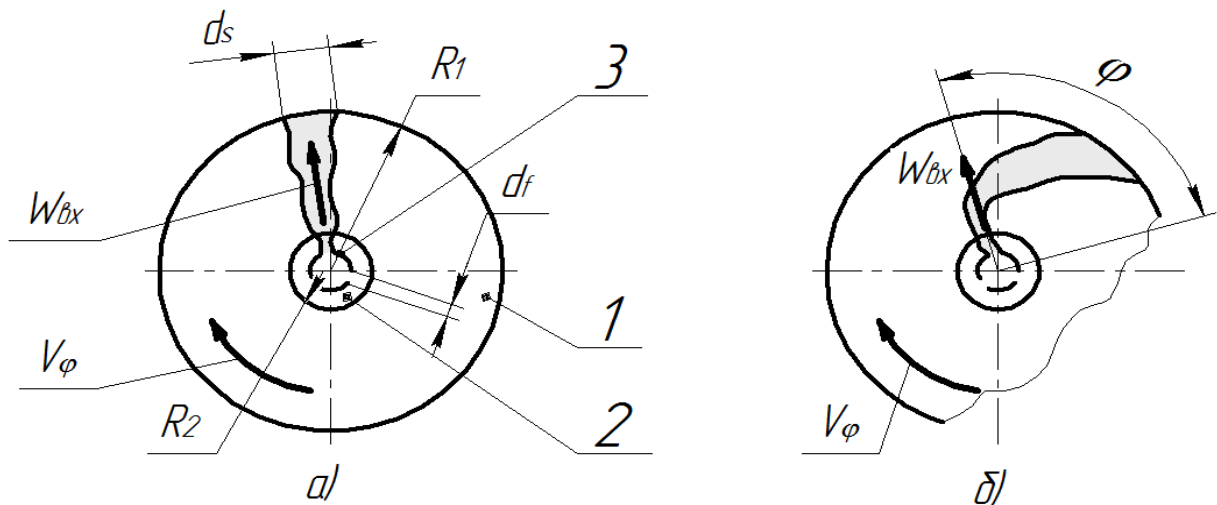


Рис. 4.9. Схема движения струи жидкости:

а) при отсутствии вращения газа ($v_\varphi = 0$); б) при наличии вращения газа

($v_\varphi \neq 0$); 1 – массообменная камера; 2 – отвод газа; 3 – распылитель;

R_1 – радиус массообменной камеры; R_2 – радиус отверстия для отвода газа;

d_f – диаметр отверстия для подачи жидкости; d_s – диаметр струи жидкости;

W_{bx} – скорость жидкости на выходе из отверстия; φ – угол отклонения

потока капель жидкости от оси отверстия

Математическая обработка экспериментальных данных с использованием метода наименьших квадратов позволяет получить следующую функциональную зависимость:

$$Nu = A \exp(B Re) Pe^n, \quad (4.17)$$

где

$$A = 1,124 - 1,24 \left(\frac{l}{R_1} \right); \quad B = 2,47 \cdot 10^{-4} \left(\frac{l}{R_1} \right) - 2,4 \cdot 10^{-4}; \quad n = 0,78 \dots 0,84$$

Таким образом, определяя из уравнения материального баланса количество вещества, которое переходит из газа в жидкость, и определив из уравнения (4.17) коэффициент масопередачи, учитывая то, что уравнение (4.17) получено из условия $K_x \approx \beta_x$, можно определить объем аппарата с последующим расчетом его геометрических размеров и уточненным расчетом гидродинамических и массообменных характеристик:

$$V_{an} = \frac{M}{K_{xv} \Delta X_{CP}}. \quad (4.18)$$

Выводы к разделу 4

Разработана методика нахождения массообменных характеристик ВРПМА в процессе десорбции CO_2 в поток воздуха..

Проведен анализ работы ВРПМА в условиях ректификации в режиме бесконечной флегмы.

Разработаны рекомендации для анализа характеристик и эффективности работы ВРПМА в процессах десорбции (абсорбции) и ректификации.

Определена критериальная зависимость для нахождения массообменных характеристик ВРПМА и рассчитаны ее коэффициенты на базе проведенных экспериментальных исследований.

Проведено сравнение эффективности ВРПМА с другими конструкциями оборудования для проведения массообменных процессов.

РАЗДЕЛ 5

РЕКОМЕНДАЦИИ ПО ПРОЕКТИРОВАНИЮ И РАСЧЕТУ ВИХРЕВЫХ РАСПЫЛИВАЮЩИХ ПРОТИВОТОЧНЫХ МАССООБМЕННЫХ АППАРАТОВ

5.1. Обоснование целесообразности применения вихревых противоточных массообменных аппаратов

Высокая эффективность ВРПМА говорят о целесообразности их применения в промышленности. Но перед тем как приводить рекомендации к их внедрению, рассмотрим экономическую сторону вопроса – является ли экономически выгодным внедрение рассмотренных аппаратов в различных технологических процессах.

Затраты, связанные с созданием и внедрением основного химического оборудования можно разбить на две группы. Это затраты на изготовление и материалы, используемые при этом. И второй, важной статьёй затрат, являются затраты энергоресурсов в процессе эксплуатации.

Конструкция вихревого распыливающего массообменного аппарата в общем виде представляет собой две обечайки, расположенные одна в одной. Во внутренней обечайке по всей ее высоте выполнено несколько тангенциальных щелей для подвода газа и вертикальных щелей для вывода жидкости. При изготовлении исследуемых аппаратов внутренняя цилиндрическая камера набиралась из нескольких выгнутых по радиусу листов металла, которые с помощью сварки прикреплялись к двум торцовым крышкам. Сборка вихревого аппарата не требует особой точности. Для изготовления аппаратов используются три основных операции. Эта рубка, вальцовка и сварка.

В [196] приведены сравнительные данные затрат материалоемкости для различных тарелок и для ВРПМА. В работе приведены сведения по материальным затратам на создание массообменного аппарата эквивалентного вихревому противоточному, в котором достигалось бы

изменение концентраций, соответствующее семи теоретическим ступеням. Для сравнения выбран режим по данным испытаний вихревого аппарата. Производительность его равна 1 т/час.

Из анализа [196] очевидно, что применение вихревых распыливающих противоточных массообменных аппаратов ведет к значительному сокращению металлоемкости. Уменьшаются также затраты, сокращение которых пропорционально уменьшению материалоемкости. Кроме этого, существуют и другие преимущества вихревых противоточных аппаратов. Это, например, сравнительно небольшая высота, которая позволяет применять насосы малой мощности при закачке флегмы в процессах ректификации от дефлегматора в верхнюю часть аппарата. Уменьшаются капиталовложения на создание фундамента, различного крепежного и подсобного оборудования. Таким образом, использование вихревых противоточных аппаратов, с точки зрения сокращения затрат на изготовление и капиталовложений при строительстве, представляет интерес.

Противоточное движение фаз и устойчивая работа в этом режиме предполагает использование рассматриваемых вихревых аппаратов, например, в процессах ректификации. Экспериментальные данные подтверждают возможность использования вихревых противоточных аппаратов в этих процессах.

Гидравлическое сопротивление вихревого противоточного массообменного аппарата, как показано в разделах 3 и 4, близко к сопротивлению различных тарелок. Поэтому сопротивление оборудования не будет увеличиваться при замене тарелок вихревым аппаратом.

Обычно флегмовое число выбирают из условия соотношения высоты колонны и факторов, связанных с выходом готового продукта, затратами на испарение смеси. При уменьшении флегмового числа и, соответственно, затрат на испарение смеси в кубе, появляется необходимость в увеличении количества реальных тарелок, роста высоты колонны и связанных из этим затрат.

С применением вихревых аппаратов появляется возможность сокращения флегмового числа и затрат на испарение флегмы, циркулирующей в колонне. Экономический эффект от сокращения флегмового числа можно определить по методике [196]. Полученный экономический эффект вытекает из сокращения затрат энергии на испарение флегмы, циркулирующей в аппарате, и показывает преимущества использования ВРПМА, а также снижение затрат на их эксплуатацию.

Еще одной важной характеристикой массообменного оборудования является съем продукции с одного кубического метра аппарата [201].

В таблице 5.1. приведены данные по сравнению различных конструкций массообменных аппаратов, исходя из данного критерия [201].

Как видно из анализа данных по съему продукции с единицы объема, этот показатель также подтверждает эффективность использования полезного объема в массообменной камере вихревого аппарата. В некоторых случаях эта величина на порядок выше подобного критерия для отдельных конструкций контактных устройств, что указывает на целесообразность использования вихревых противоточных аппаратов в процессах, где необходимо производить разделение большого количества продукта.

Таблица 5.1

Съем продукции с одного кубического метра рабочей камеры аппарата

Тип аппарата или колонны	Съем продукции, $\text{м}^3/(\text{с} \cdot \text{м}^3)$
1. Насадка в пленочном режиме	1,95
2. Колонна с колпачковыми тарелками	2,38
3. Колонна с сетчатыми тарелками, свободное сечение 36 %	3,3
4. Инжектор с диспергированием жидкости	6,6
5. Колонна с плоскопараллельной насадкой, $h_n = 24$ мм	8,01

6. Колонна насадочная эмульгационная	11,0
7. Вихревой противоточный аппарат	11,74

Схема многоступенчатого вихревого аппарата с противотоком фаз в зоне контакта приведена на рис. 5.1. При использовании рассматриваемой конструкции аппарата значительно упрощается конструкция внутренней части колонны в сравнении с тарельчатым оборудованием. Уменьшается материалоемкость вследствие того, что массообменные камеры выполнены в виде полых цилиндров.

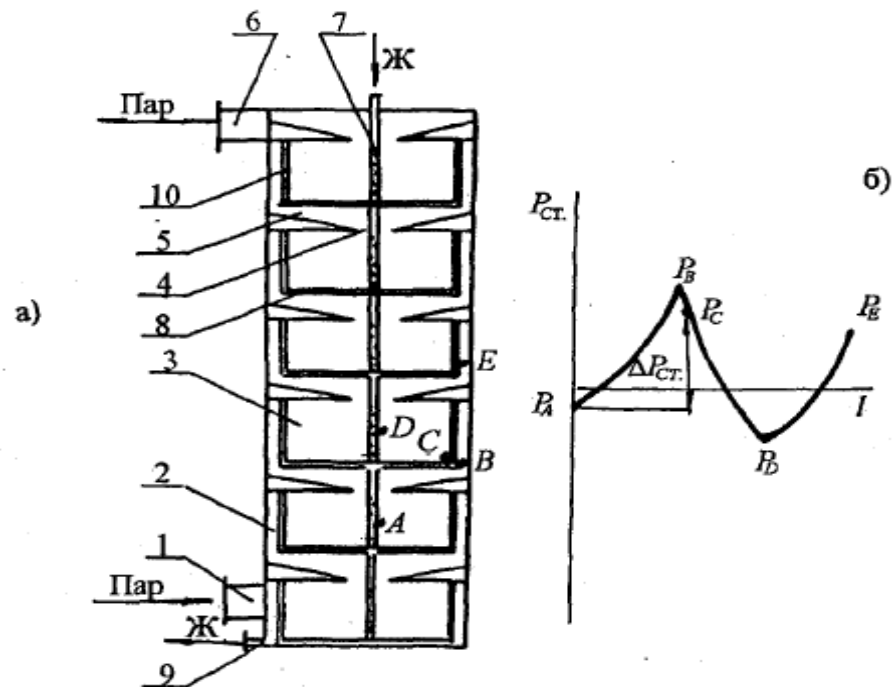


Рис. 5.1. Конструкция многоступенчатого вихревого аппарата (а):

1 – патрубок подвода пара; 2 – камера подвода пара к тангенциальным щелям; 3 – массообменная камера; 4 – отвод пара из камеры; 5 – радиальный диффузор; 6 – патрубок отвода пара из аппарата; 7 – распылитель; 8 – камера сбора жидкости; 9 – отвод жидкости из аппарата; 10 – цилиндрическая стенка массообменной камеры с тангенциальными щелями для подвода пара; изменение статического давления (б): е – путь, который проходит пар; $\Delta P_{ст}$ – разность давлений между областью распыла и областью отвода жидкости, образовавшаяся в результате изменения скоростей пара

Кроме того, удельное гидравлическое сопротивление вихревого аппарата несколько ниже, чем у заменяемых тарелок, и предполагается уменьшение общего сопротивления колонны и связанных с этим затрат энергии. В зоне распыления (рис. 5.1 б) вследствие достижения больших скоростей газа размер статического давления значительно снижается, то есть создаются условия для улучшения процесса раздела, близкие к процессу вакуумной ректификации.

Для снижения тепловых потерь при проведении процесса ректификации необходимо проводить теплоизоляцию аппарата.

Переток жидкости с последующей в предыдущую ступень по ходу движения жидкости происходит за счет разности статических давлений и высоты расположения ступеней, что объясняется рис. 5.1.

Возможны другие схемы компоновки ступеней ВРПМА, например параллельное соединение двух и более аппаратов.

Перечисленные факторы указывают на перспективность разработки и внедрения вихревых аппаратов с противотоком фаз в зоне контакта в различных производствах для проведения процессов массообмена.

Предлагаемые далее рекомендации относятся к выбору режимных и конструктивных параметров аппаратов в зависимости от требований к проводимым процессам.

Скорость газа. Для ВРПМА скорость газа рекомендуется выбирать в диапазоне от 5–30 м/с, наиболее устойчивом и эффективном режиме. Работа при скоростях газового потока ниже 5 м/с приводит к снижению эффективности проводимых процессов из-за преимущественно пленочного взаимодействия контактирующих фаз, тогда как превышение скорости газа свыше 25–30 м/с способствует интенсивному уносу жидкости из аппарата, что снижает эффективность протекающих процессов.

Плотность орошения. Количество поступающей жидкости (плотность орошения) определяют на основе материального баланса проводимого

процесса, растворимости газа и концентрации улавливания компонентов в газе и жидкости.

Каплеуловитель устанавливается в тех случаях, когда рабочая скорость газа в аппарате превышает 25 м/с. Конструкция каплеуловителя подбирается, исходя из количества жидкости, уносимой из аппарата, и ограничений по гидравлическому сопротивлению. Выбор осуществляется по справочной литературе.

Материал для изготовления элементов аппарата выбирается в зависимости от физико-химических свойств обрабатываемых сред.

5.2. Выбор конструкции вихревого аппарата

Конструктивные особенности оформления вихревого распыливающего массообменного аппарата в общем случае зависят от ряда факторов среди которых можно выделить основные и дать общие рекомендации, которые необходимо учитывать в процессе разработок.

При проектировании аппаратов типа ВРПМА габаритные размеры имеют важное значение. Следует учитывать ряд требований, которым должен удовлетворять данный аппарат. Эти требования зависят от конкретных условий протекания процесса массообмена, к которым прежде всего следует отнести количество вещества, которое переходит из фазы в фазу, физико-химические свойства фаз (вязкость и др.), температуру и давление в аппарате, условия массопереноса (гидродинамические режимы, соотношения между фазами), возможность загрязнения поверхностей (если таковая существует, то желательно, чтобы поверхность была доступной для периодической очистки), расположение оси аппарата в рабочем положении, скорости газа на выходе из массообменной камеры и др. Кроме того, ВРПМА должен быть максимально конструктивно прост, компактен, с малой металлоемкостью и т.п.

Массообменная камера состоит из двух крышек и цилиндрического корпуса. В корпусе выполняются тангенциальные щели для подвода пара

(газа). Для создания осесимметричного газового потока целесообразно предусмотреть несколько тангенциальных щелей. Если в процессе работы возможны колебания расхода газа, то вследствие изменения входных скоростей и соответственно окружных в области распыла возможно изменение дисперсности факела распыла, что влечет за собой колебание в составе получаемых продуктов, снижает эффективность работы аппарата. В этом случае возможна установка в тангенциальных щелях специальных регулировочных заслонок или клапанов с целью регулирования ширины щелей. Это приведет к изменению входной скорости газового потока, что, в свою очередь, позволит увеличить скорость газа в области распыла, так как величина этой скорости связана с величиной скорости газового потока во входных тангенциальных щелях.

От тангенциальной скорости газа в области распыления жидкости зависит диаметр получаемых капель. Желательно предусмотреть автоматическое регулирование входных скоростей в зависимости от изменения параметров потока, что в принципе можно достичь установкой подпружиненных заслонок или других аналогичных устройств.

При выборе геометрических размеров соотношение высоты вихревой массообменной камеры к ее радиусу, на котором устанавливаются тангенциальные щели для ввода газового потока, нежелательно выбирать больше единицы даже при значительных соотношениях радиуса, на котором устанавливаются эти лопатки с тангенциальными щелями R_1 и радиусом патрубка отвода газа из аппарата R_2 , обычно располагающегося в одной из торцевых крышек.

В одноступенчатой конструкции вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата с целью создания симметричного отвода газа из вихревой рабочей камеры и выравнивания потока по высоте массообменной камеры можно выполнить отвод газа в виде двух отверстий в обеих торцевых крышках.

В отводе газа для уменьшения интенсивности торцовых течений должен быть расположен цилиндрический выступ, обращенный во внутрь массообменной камеры.

За отводом газа из массообменной камеры располагается радиальный диффузор, за ним следует отвод газа из аппарата или камера для подвода газа к тангенциальным щелям вихревой массообменной камеры следующей ступени. При выполнении отвода газа в виде одного отверстия в массообменной камере его необходимо располагать в верхней торцевой крышке.

Большое внимание следует уделять правильному конструированию и расположению отводов жидкости из массообменной камеры.

Расположение оси аппарата в рабочем положении горизонтально оказывает содействие равномерному отводу жидкости с цилиндрических стенок камеры. В этом случае щели для отвода жидкости располагаются в нижней части корпуса, за ними располагается камера для сбора жидкости, откуда жидкость отводится из аппарата.

Если ось аппарата в рабочем положении расположена вертикально, то конструкция отводов жидкости усложняется. Вертикальные щели, расположенные по всей высоте цилиндрического корпуса на внутренней стороне данного корпуса, с внешней стороны этого корпуса по всей высоте соединены с полостями, в нижней части которых предусматриваются отверстия для стока жидкости в камеры для сбора жидкости, из которых она удаляется из аппарата. Каждой щели соответствует своя полость для отвода жидкости или же они объединены.

Кроме того, у основания цилиндрического корпуса, в нижней торцевой крышке, необходимо предусматривать отверстия, соединенные с камерой для сбора жидкости. Необходимость в таких отверстиях возникает вследствие стока жидкости вниз по цилиндрической стенке и подпитки торцового течения.

Конструктивное выполнение распыливающего устройства, которое устанавливается в центральной области вихревой массообменной камеры, возможно в трех основных вариантах. Например, в виде цилиндрического распылителя в центре аппарата. Здесь необходимо учитывать возможность увеличения брызгоуноса при распылении жидкости на расстоянии $1/3$ высоты вихревой рабочей камеры от торцевой крышки, в которой располагается отвод газа.

Второй возможной конструкцией является витой змеевик с диаметром внешней поверхности, близким к диаметру отвода газа. Сопла для ввода жидкости находятся на внешней поверхности витого змеевика по всей высоте камеры.

Третьей, более сложной с точки зрения выполнения и эксплуатации, является конструкция вращающегося распылителя. Его оболочка, из которой происходит истечение жидкости в газовый поток, располагается в центральной области массообменной камеры. Приводом для вращения является решетка пластин, расположенная в радиальном диффузоре и соединенная валом с оболочкой распылителя.

Четвертая конструкция распылителя представлена и описана в разделе 3. Конструкция представляет собой центральную трубу с отводными патрубками под 120° и несколькими рядами таких патрубков по высоте, со смещением на 60° в каждом ряду.

Таковы в общем виде основные требования конструктивного оформления вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата.

5.3. Расчет основных геометрических размеров ВРПМА

Ниже приводится рекомендуемый [198] порядок расчета массообменных, гидродинамических характеристик, которые, в свою очередь, и определяют размеры аппарата, его сопротивление и компоновку отдельных элементов.

1. Из уравнения материального баланса определяются количество переносимого вещества.
2. Задаваясь необходимой дисперсностью распыла (диаметром капель жидкости) и соотношением нагрузок по фазам (L/G), определяется объемный коэффициент массопередачи и необходимые относительные скорости фаз в зоне распыла.
3. Ориентировочно определяется рабочий объем массообменной камеры.
4. Делается выбор конструкции распылителя.
5. По затратам газового потока и рекомендуемой скорости находят размер отводящего патрубка газа массообменной камеры.
6. По известным скоростям газа, задаваясь значением скорости газа на входе в камеру, в зоне распыла и радиуса патрубка отвода газа, с помощью эмпирической зависимости определяют предполагаемый радиус массообменной камеры.
7. Если распыление производится вводом струи в центральной области, то оценивают отклонение направления струи от радиального, приобретение жидкостью окружной скорости и уменьшение относительной скорости фаз. В этом случае вводят поправку и, предполагая, что распыление происходит возле цилиндрической поверхности с радиусом, равным радиусу отвода газа из камеры, определяют в данном сечении необходимые относительные скорости.
8. Рассчитывается снижение окружных скоростей газа вследствие ввода жидкой фазы. При этом учитывается соотношение нагрузок по газовой и жидкой фазам.
9. Производится корректирование величины относительных скоростей фаз в области распыла.
10. Начиная с п. 6 проводят перерасчет результатов. При этом в п. 6, для определения уточненного размера рабочей камеры пользуются

теоретическими зависимостями. Расчеты повторяются до сходимости результатов.

11. По известным радиусам вихревой массообменной камеры, отвода газа и скоростям газа на входе и выходе определяют поле скоростей газового потока, скорости движения капель жидкости, время их пребывания в массообменной камере.

12. Определяется высота вихревой массообменной камеры.

13. Производится выбор конструкции подводящих тангенциальных щелей, их площади и количества. При этом учитывается падение величины скорости газа на выходе из щелей.

14. Определяется величина статического давления на выходе из массообменной камеры.

15. По известным параметрам на входе в радиальный диффузор рассчитывается его геометрия.

16. Определяются потери энергии в массообменной камере, диффузоре и в целом в аппарате.

17. Производится расчет отводов жидкости, их пропускной способности.

18. Выполняется проверочный расчет гидродинамики, состоящий в следующем. По известной скорости газа возле цилиндрической стенки и окружной скорости не возмущенного жидкостью потока газа определяют поле скоростей и давлений однофазного потока в массообменной камере. Проводится корректирование этих полей скорости и давлений с учетом наличия жидкой фазы. Определяются параметры капельного потока.

19. Изменяя соотношения нагрузок по фазам, определяют зону устойчивой работы, находят границу возможного перехода в режим прямого тока по фазам.

20. Проводится конструктивная разработка аппарата, вводятся возникающие в процессе конструирования поправки в гидродинамические

расчеты вследствие возможных особых требований, которые накладываются на габариты аппарата, его расположение и т. п.

Выводы к разделу 5

Определены пути повышения эффективности массообмена в ВРПМА и предложены направления развития и усовершенствования новых конструкций ВРПМА.

Усовершенствована инженерная методика проектирования и расчета основных геометрических параметров массообменной камеры ВРПМА и массообменных характеристик двухфазного вихревого потока в аппарате.

РАЗДЕЛ 6

РАЗРАБОТКА ТЕХНОЛОГИЧЕСКИХ СХЕМ И ПРОМЫШЛЕННЫХ АППАРАТОВ ДЛЯ ИНТЕНСИФИКАЦИИ ФИЗИКО-ХИМИЧЕСКИХ ПРОЦЕССОВ НА БАЗЕ ВРПМА

6.1. Разработка вихревого промывателя газа колонн для санитарной очистки газовых выбросов от аммиака в производстве кальцинированной соды

В содовом производстве, которое работает по аммиачному способу, наиболее свойственными являются выбросы в атмосферу окиси углерода, аммиака, известковой, известняковой, содовой и бикарбонатной пыли, а также выбросы топочных газов.

Основными источниками выбросов аммиака при производстве кальцинированной соды будут аппараты отделения карбонизации и абсорбции. Также, аммиак содержится в газовых выбросах вентиляционных систем многих технологических отделений такого производства. Технологические выбросы аммиака появляются в результате недостаточно эффективной промывки газов рассолом (раствором поваренной соли). Промывка обычно проводится в так называемых вторых промывателях газа колонн (ПГКЛ) и промывателях воздуха фильтров (ПВФЛ). Данные аппараты - это чугунные барботажные абсорберы диаметром до 2800 мм, снабженные колпачковыми тарелками с переливами.

При производстве соды в технологии аппарат ПГЛК-2 предназначен для более полного извлечения аммиака после ПГКЛ-1. Работающий на производстве аппарат является аппаратом очистки отходящих газов и он работает по противоточному принципу между газом и жидкостью.

Для выполнения норм санитарии в ПГКЛ-2 достаточно всего три теоретические ступени. Однако на производстве применяют не три, а восемь тарелок. Увеличение числа тарелок объясняется большим брызгоуносом.

Теперь на некоторых заводах, в том числе на Крымском содовом, после

вторых промывателей установлены санитарные промыватели для дополнительной промывки рассолом отходящих в атмосферу технологических газов. Санитарные промыватели содержат противоточные дырчатые тарелки с большим диаметром отверстий. Их недостатком является высокий брызгоунос и малая эффективность.

Поэтому был разработан и предложен модернизированный аппарат для санитарной промывки технологических газов [202].

В результате проведенных ранее исследований было показано (глава 3), что минимальным брызгоуносом по жидкости обладают вихревые аппараты с распылителями жидкости определенной конструкции.

Было показано, что величина брызгоуноса после вихревых аппаратов значительно меньше величины брызгоуноса после барботажных тарелок.

Следует отметить, что в промышленных условиях применяется одновременно несколько параллельно работающих ПГКЛ-2. Делается это для уменьшения скорости газового потока и сокращения брызгоуноса, который может быть исключительно большим при увеличении расхода газа.

Очевидно, что в качестве ПГКЛ-2 должен применяться вихревой аппарат, однако даже он не обеспечит ликвидацию брызгоуноса на 100%. Перед выбросом в атмосферу газовый поток должен проходить очистку через рукавные фильтрующие элементы, которые гарантируют ликвидацию брызгоуноса на 99,99%. Уловленная на фильтре жидкость во время работы брызгоголовушки стекает по фильтрам внутрь гидрозатворов, перетекает через гидрозатворы и поступает в ВРПМА.

Отходящие газы, содержащие газообразный аммиак, отсасываются из технологических аппаратов и через входной патрубок аппарата поступают в контактную зону ВРПМА. Контактный аппарат легко эксплуатируется и прост конструктивно.

Газ, проходя в аппарат, закручивается в тангенциальном завихрителе. Скорость газа в щелях достигает 100 м/с. Затем закрученный газовый поток подхватывает сорбент – рассол поступающий через распределитель

жидкости. Газожидкостный поток взаимодействует в рабочей зоне аппарата, а затем газовый поток отделяется от жидкой фазы. Сорбент в ВРПМА многократно циркулирует образуя постоянно обновляющуюся поверхность контакта фаз [203].

Снижение брызгоуноса приводит к повышению движущей силы процесса массообмена и увеличивает степень абсорбции газообразного аммиака. Взаимодействуя в контактных зонах ПГКЛ-1 конструкции ВРПМА сорбент укрепляется и направляется в вихревой ПГКЛ-2, откуда поступает на технологические нужды согласно действующей технологии производства кальцинированной соды.

После прохождения двух ступеней, состоящих из двух массообменных камер, газовый поток попадает в сепаратор, а затем направляется в трубу выброса.

Вихревые аппараты работают под давлением, создаваемым турбокомпрессором. Аппараты работают в противоточном режиме.

Исследование эффективности вихревого контактного аппарата проводилось на примере работы первого по ходу газа вихревого аппарата. Определялись зависимости коэффициента полезного действия вихревого аппарата по абсорбции аммиака от: концентрации сероводорода и аммиака, отношения L/Q , расхода газа, расхода жидкости, концентрации аммиака в газе на входе в аппарат и концентрации аммиака в жидкости.

На рисунке 6.1 представлена зависимость общей степени газоочистки от поступающей концентрации аммиака в аппарат. Из графика видно, что эффективность аппарата практически не зависит от концентрации аммиака в газе.

В производстве кальцинированной соды применяют сульфидный ион для коррозионной защиты аппаратов. Поэтому сероводород присутствует в технологических газах [204].

На рис. 6.2 показана зависимость эффективности абсорбции сероводорода от концентрации в газе. Из рис. 6.2 видно, что с увеличением

концентрации сероводорода в газе эффективность абсорбции увеличивается.

Результаты исследования абсорбера для санитарной очистки от газообразного аммиака показали, что аппарат устойчиво работает в широком диапазоне изменения нагрузок по фазам. Эффективность предлагаемого оборудования существенно выше эффективности существующего на предприятии санитарного промывателя. Степень абсорбции газообразного аммиака в вихревом абсорбере достигает 97–99,9 %.

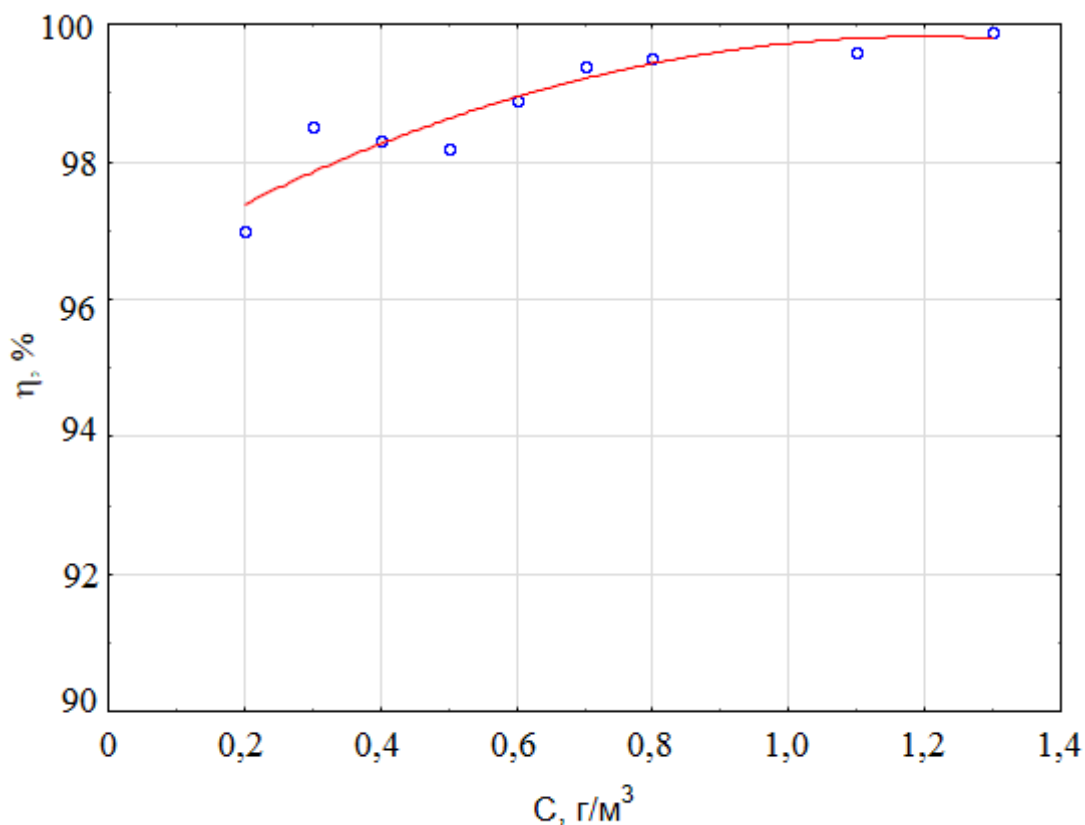


Рис. 6.1. Зависимость степени газочистки от концентрации аммиака в газе

Величина коэффициента полезного действия определялась из соотношения

$$\eta = \frac{P_{NH_3 вх.} - P_{NH_3 вых.}}{P_{NH_3 вх.} - P_{NH_3 равн.}} 100\% , \quad (6.1)$$

где P_{NH_3} – концентрация аммиака в газе.

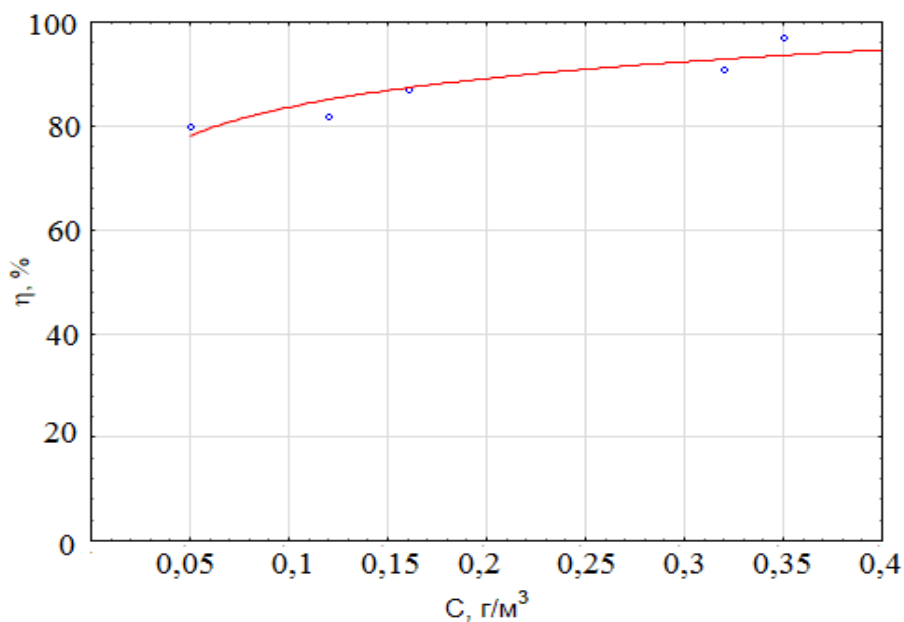


Рис. 6.2. Зависимость степени абсорбции H_2S от концентрации H_2S в газе

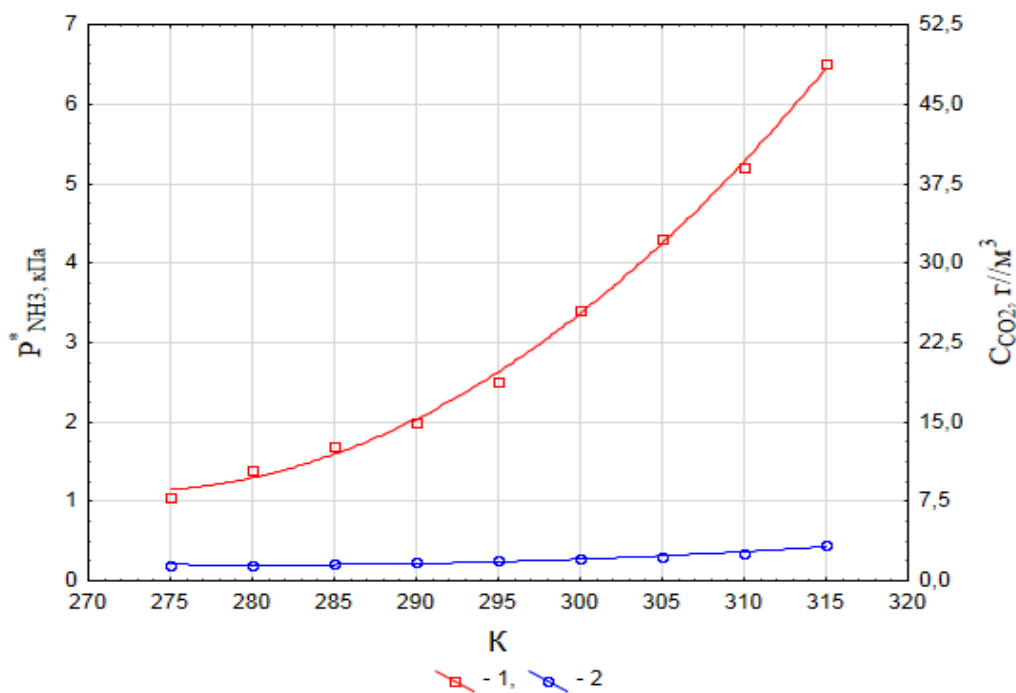


Рис. 6.3. Зависимость равновесной концентрации углекислого газа над аммонизированным рассолом от температуры при минимальном и максимальном значениях титра жидкости в ПГКЛ-2: 1 – титр аммонизированного рассола по аммиаку – 24 н. д.; 2 – титр аммонизированного рассола по аммиаку – 4 н. д.

Зависимость равновесной концентрации аммиака в газе от температуры представлена на рис. 6.3. Линии 1 и 2 на рисунке построены для допускаемой

величины титра производственного аммонизированного рассола после промышленного ПГКЛ-2.

ПГКЛ-2 в промышленных условиях работает во всем диапазоне изменения титра производственного рассола от 4 до 24 н. д.

Кривые рис. 6.4 показывают, что коэффициент полезного действия вихревого аппарата увеличивается с увеличением расхода жидкости и находится в диапазоне 80–99 %.

КПД, равное 99%, достигается при расходе жидкой фазы 8 м³/ч. Диапазон расхода газа от 0,6 до 1,5 тысяч м³/ч. Высокое значение коэффициента полезного действия контактного вихревого аппарата говорит о том, что принятое направление интенсификации процесса абсорбции аммиака в промышленных условиях является правильным.

На рис. 6.5 представлена зависимость коэффициента полезного действия вихревого аппарата от относительной нагрузки аппарата (L/G). Диапазон изменения L/G находился в пределах значений от 3 до 10. При относительной нагрузке вихревого аппарата по L/G равной 10, коэффициент полезного действия вихревого устройства достигает 99%. При уменьшении относительной нагрузки коэффициент полезного действия вихревого аппарата соответственно уменьшается. При L/G = 4, коэффициент полезного действия вихревого аппарата равен 80%.

На рис. 6.6 представлена зависимость коэффициента полезного действия вихревого контактного аппарата от расхода газа. Из рис. 6.6 видно, что при изменении расхода газа от 0 до 0,6 тысяч м³/с коэффициент полезного действия при абсорбции аммиака будет максимальным и равным 99 %.

При последующем увеличении расхода газа значение коэффициента полезного действия начинает медленно уменьшаться до 70 % при расходе газа 1800 м³/ч.

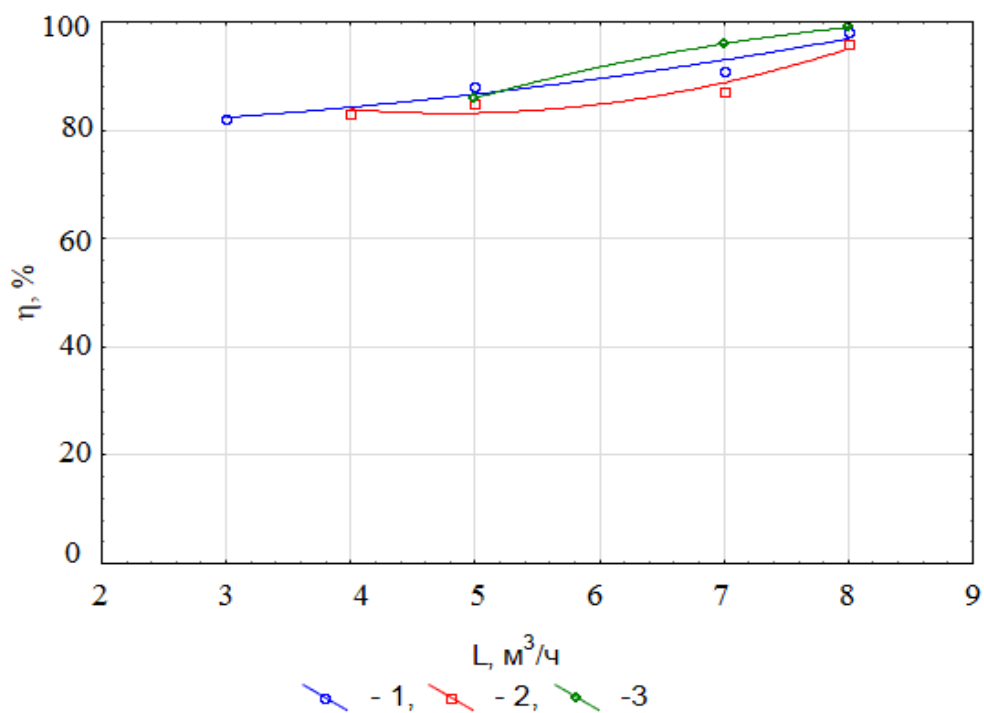


Рис. 6.4. Зависимость КПД одного вихревого аппарата по абсорбции аммиака от расхода жидкости. Расход газа: 1 – 750 м³/ч; 2 – 950 м³/ч; 3 – 1150 м³/ч

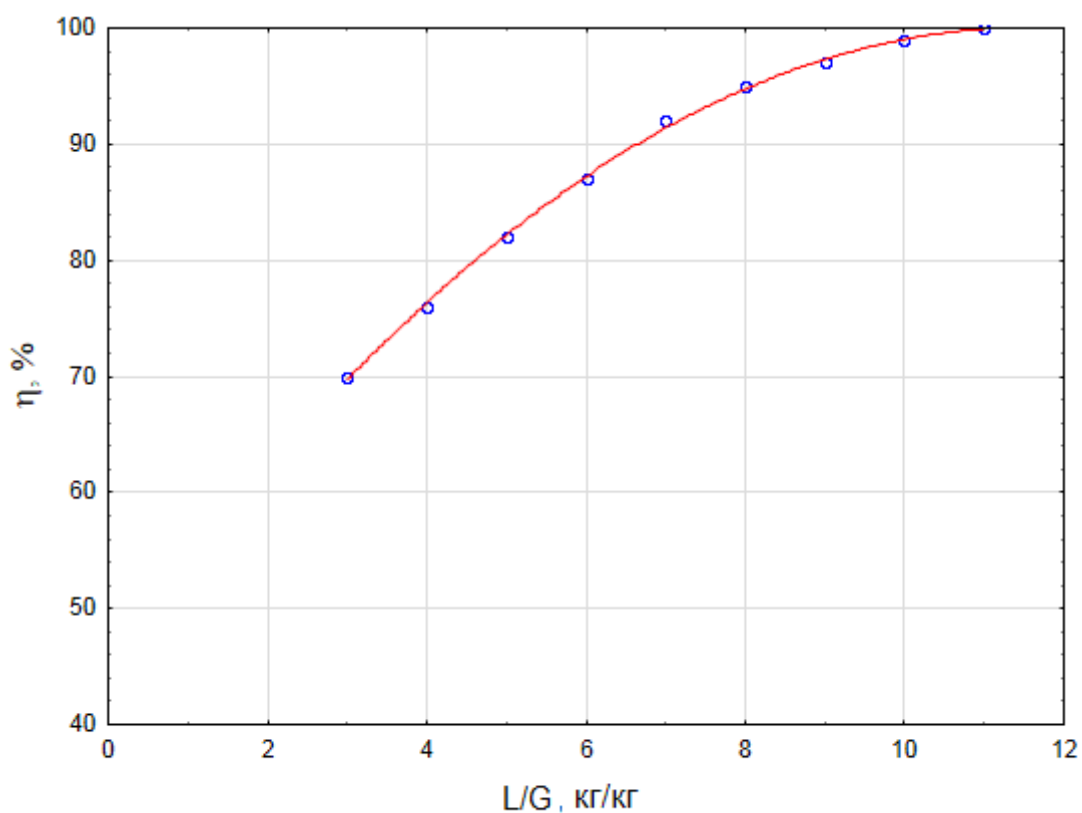


Рис. 6.5. Зависимость КПД одного вихревого аппарата по абсорбции аммиака от соотношения L/G

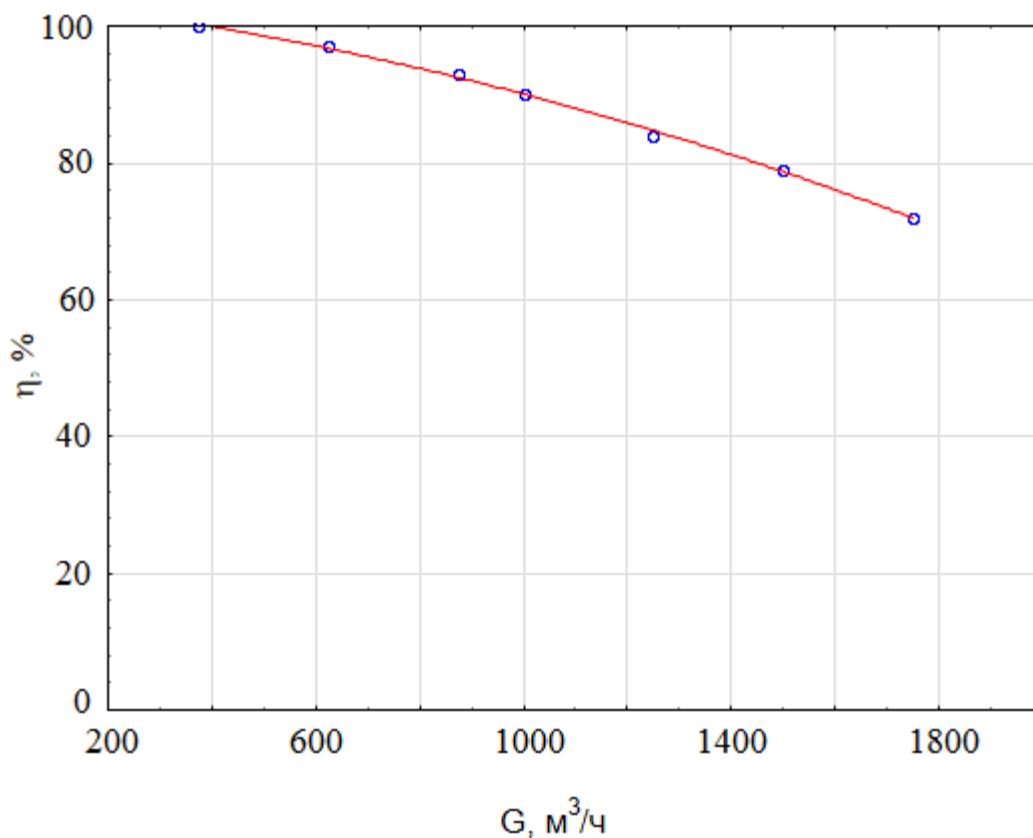


Рис. 6.6. Зависимость КПД одного вихревого аппарата по абсорбции аммиака от расхода газа. Расход рассола $L = 7 \text{ м}^3/\text{ч}$

На рис. 6.7 представлена зависимость коэффициента полезного действия вихревого контактного аппарата по абсорбции аммиака от концентрации аммиака в газе на входе в вихревой аппарат.

Данные рис. 6.7 показывают, что коэффициент полезного действия противоточного вихревого аппарата по абсорбции аммиака почти не зависит от изменения концентрации аммиака в газе до концентрации $35 \text{ г}/\text{м}^3$. Значение коэффициента полезного действия в области концентрации аммиака до $30 \text{ г}/\text{м}^3$ достигает 99%.

В тоже время, при увеличении концентрации аммиака на входе в вихревой аппарат с $35 \text{ г}/\text{м}^3$ до $100 \text{ г}/\text{м}^3$ начинается медленное снижение коэффициента полезного действия до 90%. Снижение коэффициента полезного действия при росте концентрации аммиака в газе объясняется увеличением температуры жидкости непосредственно на поверхности

контакта фаз и образованием тумана NH_4OH , который может улавливаться только волокнистыми фильтрами..

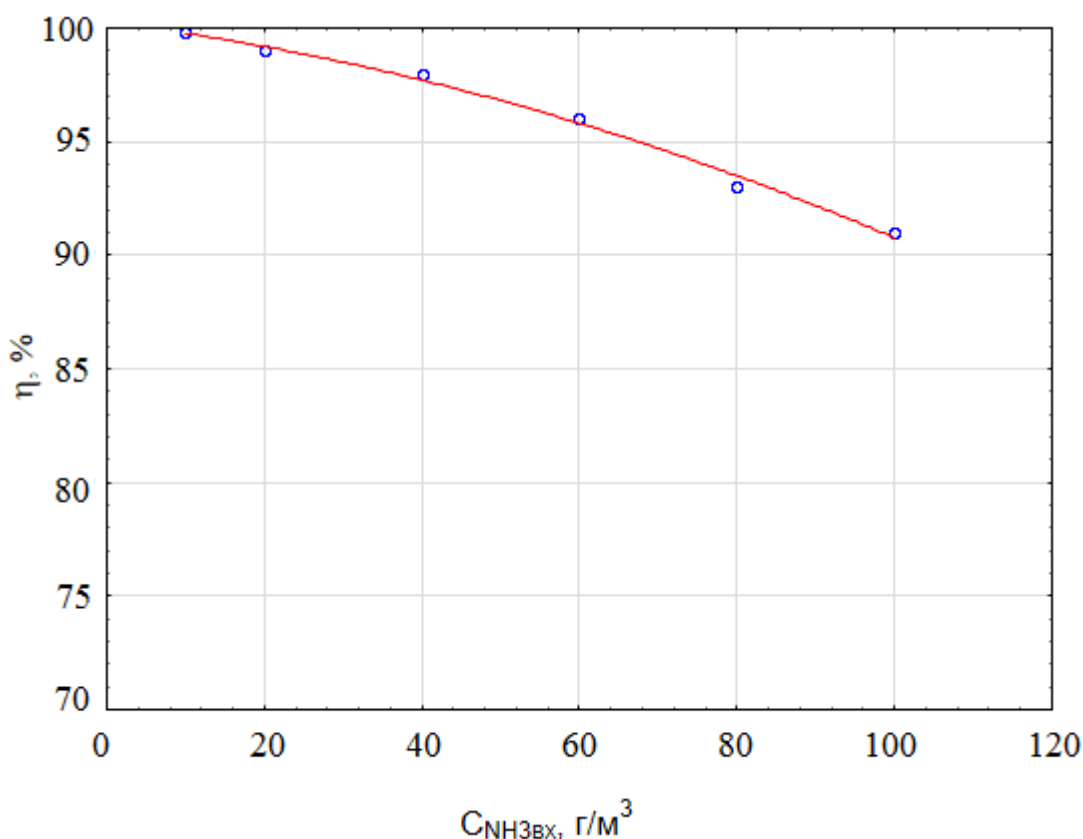


Рис. 6.7. Зависимость КПД одного вихревого контактного аппарата по абсорбции аммиака от концентрации аммиака в газе на входе в аппарат при $L/G = 10$

Надо сказать, что во всем диапазоне изменения каждого из параметров, коэффициент полезного действия вихревого аппарата достаточно высок. При концентрации аммиака в газе менее $30 г/м^3$, расходе газа до $800 м^3/ч$ и расходе рассола более $8 м^3/ч$ коэффициент полезного действия противоточного вихревого аппарата при абсорбции аммиака рассолом достигает более 99%.

При снижении расхода жидкости с 8 до $4 м^3/ч$ (соответствующее изменению L/G с 10 до 5) коэффициент полезного действия противоточного вихревого аппарата в одной ступени контакта фаз снижается до 97,75%.

При создании нового промышленного ПГКЛ-II некоторое внимание надо уделить сокращению брызгоуноса жидкости после первого промывателя газов. Во втором промывателе надо сокращать брызгоунос и устанавливать после него волокнистые фильтры.

На рис. 6.8 – 6.10 показано влияние гидродинамических параметров на эффективность процесса абсорбции аммиака в вихревом аппарате. Данные исследования показывают, что степень абсорбции аммиака достигает 99,9% и более. Концентрация аммиака в газовом выбросе составляет не более 0,05 г/м³. Практическую полезность представляет высокая устойчивость эффективной работы аппарата в широком диапазоне изменения параметров.

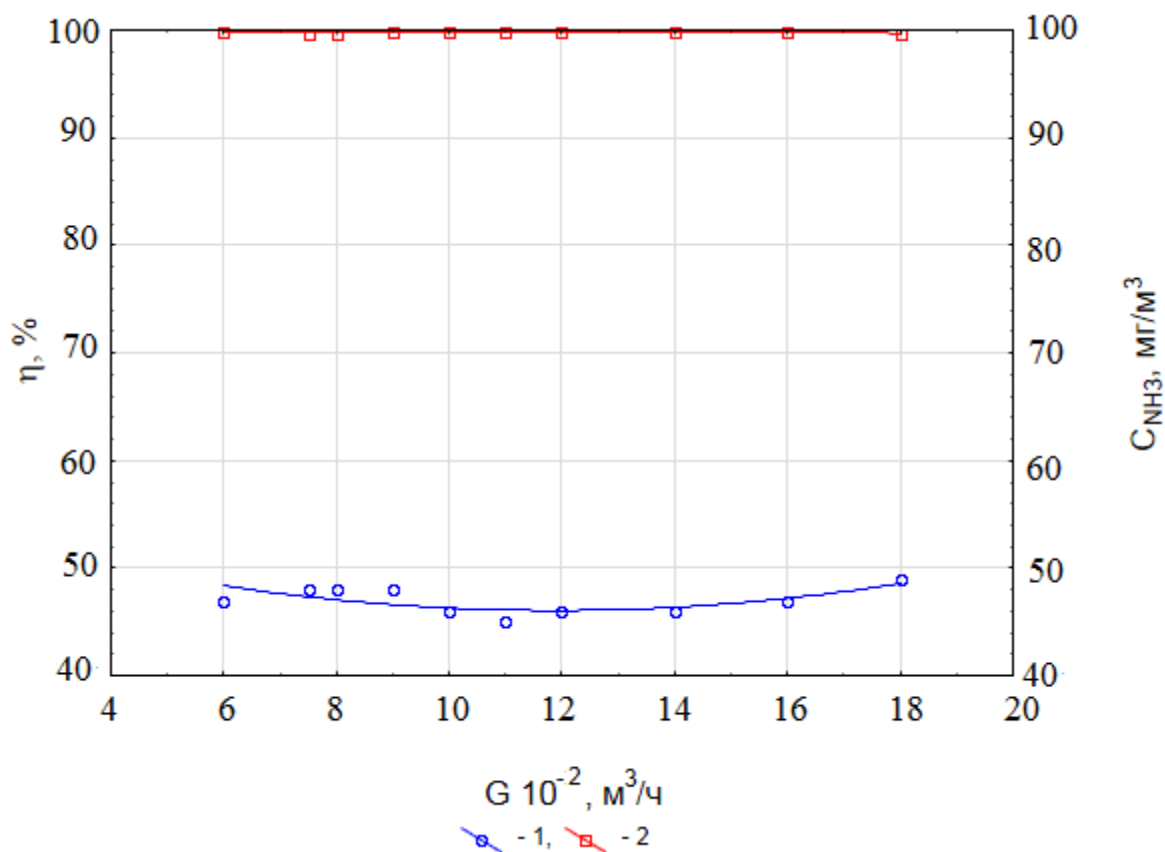


Рис. 6.8. Влияние расхода газа на эффективность абсорбции аммиака в вихревом ПГКЛ-2 (при расходе рассола от 4 до 8 м³/ч): 1 – концентрация аммиака в газовом выбросе; 2 – степень абсорбции аммиака

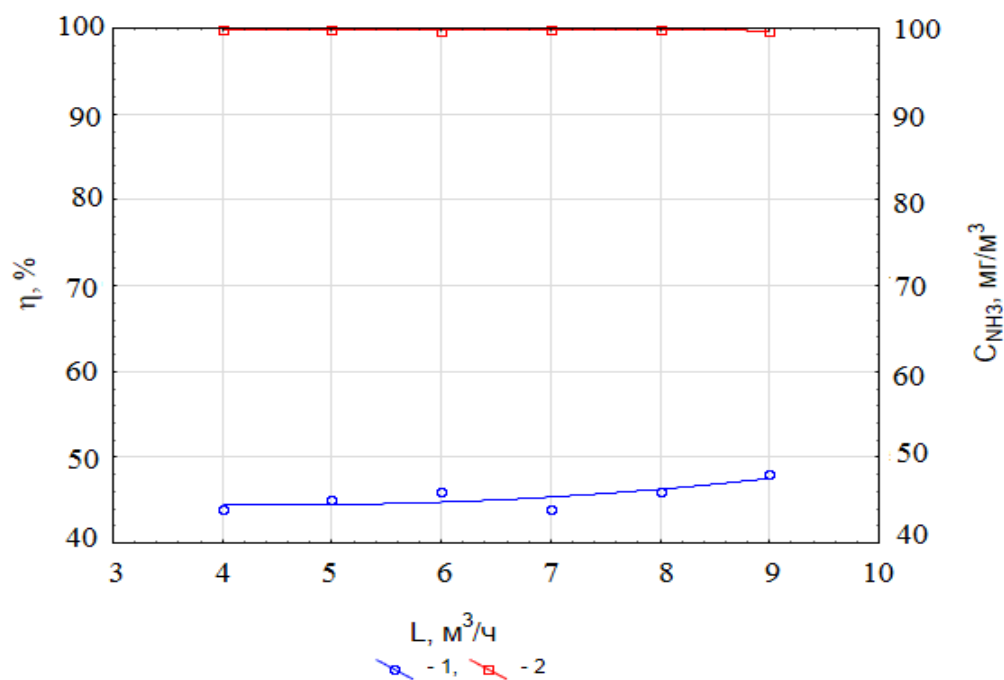


Рис. 6.9. Влияние расхода рассола на эффективность абсорбции аммиака в вихревом ПГКЛ-2 (при расходе газа от 750 до 1440 м³/ч): 1 – концентрация аммиака в газовом выбросе; 2 – степень абсорбции аммиака

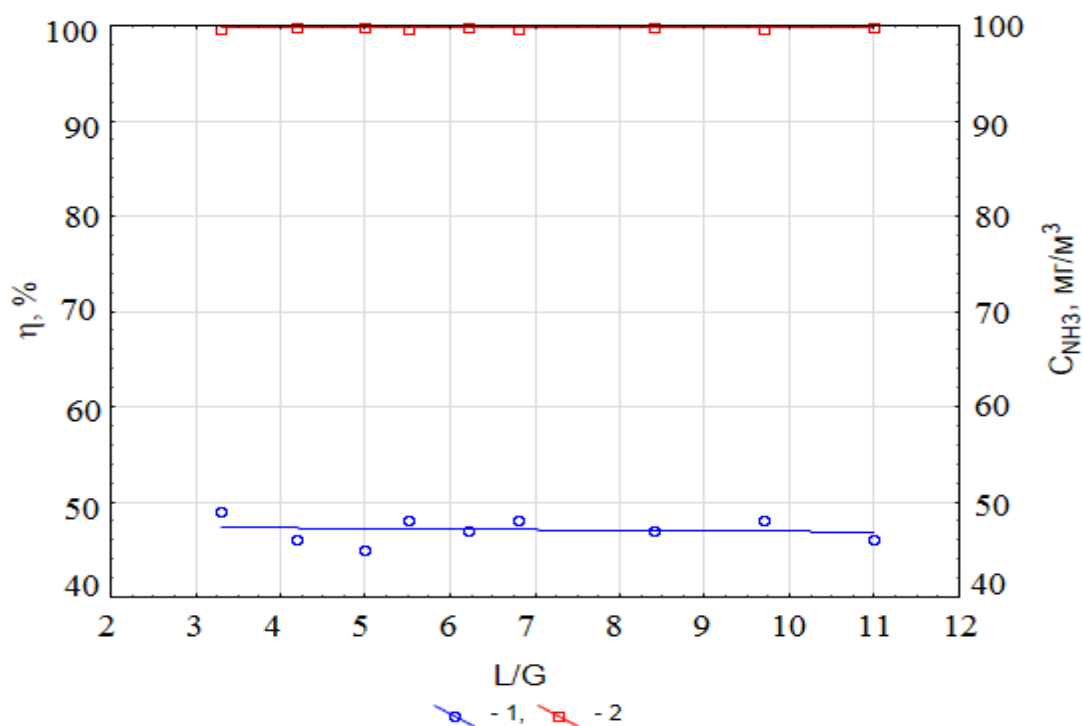
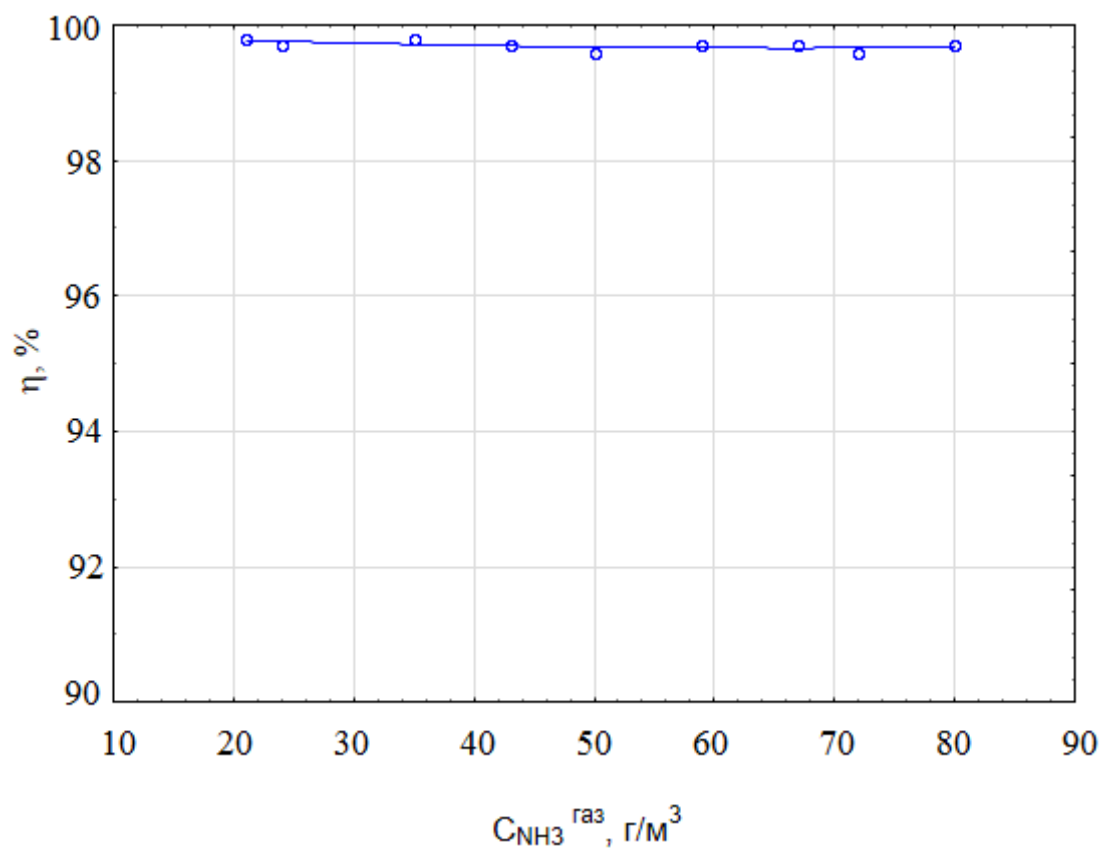
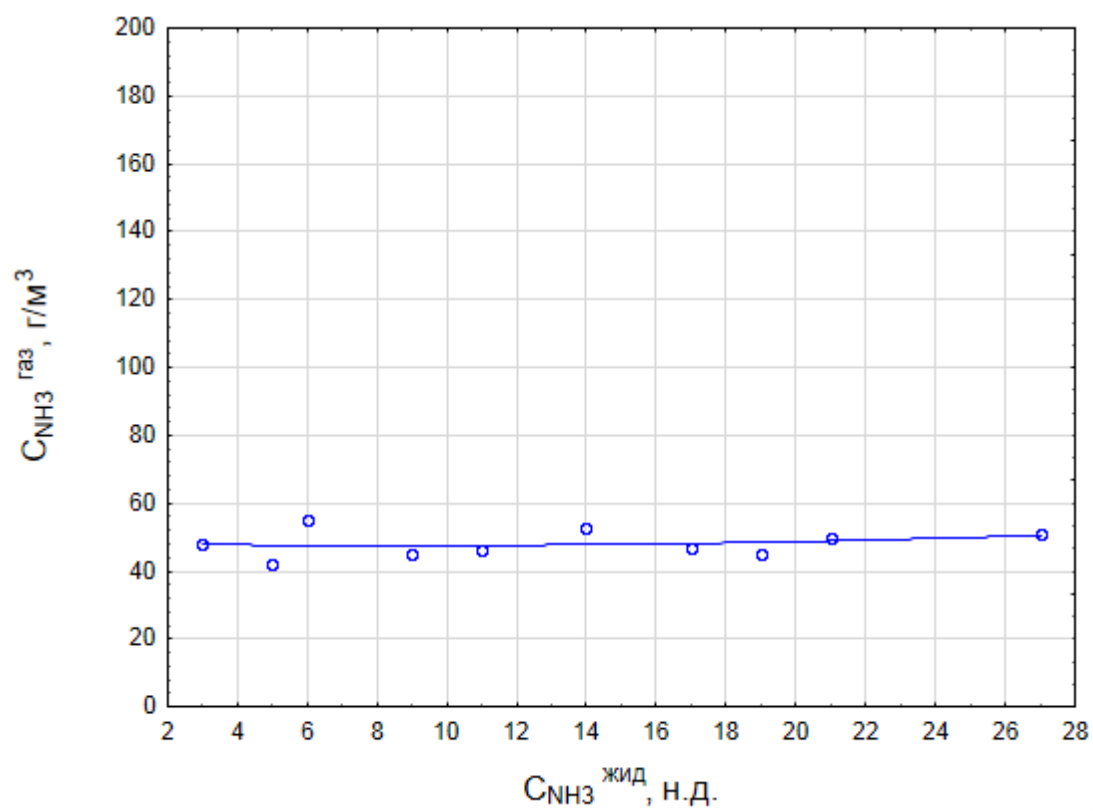


Рис. 6.10. Влияние соотношения L/G на эффективность абсорбции аммиака в вихревом ПГКЛ-2: 1 – концентрация аммиака в газовом выбросе; 2 – степень абсорбции аммиака



а)



б)

Рис. 6.11. Влияние концентрации аммиака в газе (а) и концентрации аммиака в жидкости (б) на эффективность абсорбции аммиака в вихревом ПГКЛ-2

Высокая степень абсорбции аммиака почти постоянна при изменении не только гидродинамических режимов работы аппарата, но и при изменении концентрации аммиака в газе на входе в аппарат (рис. 6.11 а). Немаловажен тот факт, что при увеличении концентрации аммиака в жидкости от 4 н. д. до 28 н. д. величина газового выброса аммиака не увеличивается и остается практически постоянной (рис. 6.11 б).

Последнее является наиболее ценным для практики и позволяет гарантировать низкую концентрацию аммиака в газовом выбросе при: пуске аппарата, выходе аппарата на оптимальный режим, отключении аппарата, повышении брызгоуноса из первого промывателя газов во второй промыватель, повышенном расходе газа через аппарат.

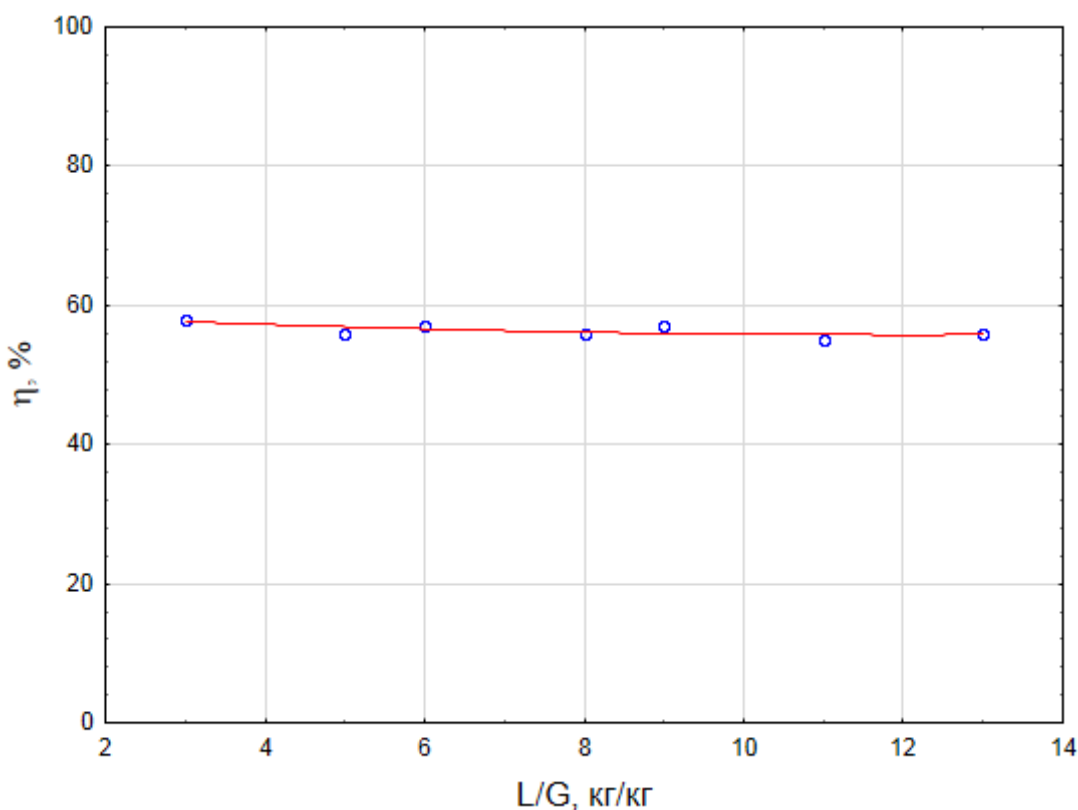


Рис. 6.12. Зависимость степени абсорбции CO_2 от величины соотношения L/G в вихревом ПГКЛ-2

Особую ценность для производства кальцинированной соды представляет факт, что в вихревом ПГКЛ-2 (рис. 6.12) эффективно абсорбируется не только аммиак, но и углекислый газ. При этом степень

абсорбции CO_2 достигает 50 % в широком диапазоне изменения относительной нагрузки аппарата по L/G в пределах от 3 до 12.

Техническая характеристика рекомендуемого к внедрению вихревого ПГКЛ-2

• Диаметр аппарата, м	1
• Диапазон работоспособности, тыс. м ³ /ч	25–40
• Концентрация газа на входе в аппарат:	
1) аммиака, г/м ³	0,2–1,6
2) сероводород, г/м ³	0,17–0,4
• Расход рассола на орошение, м ³ /ч	30–60
• Эффективность абсорбции:	
1) по улавливанию аммиака, %	95–99,9
2) по улавливанию сероводорода, %	80–90
• Температура газов, поступающих на поглощение, °С	30
• Материал аппарата	сталь 12Х18Н10Т
• Количество уловленного газообразного аммиака, т/год	130–150

Следует отметить, что эффективная абсорбция CO_2 в ПГКЛ-2 позволяет без применения дополнительных аппаратов несколько увеличить объем производства соды. В масштабах крупного многотоннажного производства на основных предприятиях возможно дополнительно произвести десятки тысяч тонн кальцинированной соды в без значительных дополнительных капитальных и эксплуатационных затрат.

Поэтому разработанный способ интенсификации работы ПГКЛ-2 позволяет не только решить экологические проблемы, но и обеспечить значительный экономический эффект на основе ресурсо- и энергосбережения [205].

Также представляется целесообразным выполнение последующих работ по созданию принципиально новых вихревых аппаратов большой единичной

мощности. В условиях производства кальцинированной соды максимальный расход газов на стадии абсорбции газов после колонн карбонизации достигает 100 тыс. м³/ч. Соответственно на стадии абсорбции газов после колонн дистилляции максимальный расход газов через каскад колонных абсорберов аммиака достигает 50 тыс. м³/ч. Создание высокопроизводительных абсорберов вместо каскада действующих ПГКЛ-2 и каскада действующих абсорберов аммиака обеспечивает решение проблемы повышения производительности и надежности современного крупнотоннажного производства кальцинированной соды.

Кроме того, высокоэффективный способ интенсификации и разработанные вихревые аппараты для проведения физико-химических процессов могут найти широкое применение в различных отраслях химической промышленности, обеспечивая значительное сокращение капитальных и эксплуатационных затрат.

6.2. Очистка промышленных газовых выбросов от паров легколетучих органических растворителей в аппаратах вихревого типа

Очистка газовых выбросов промышленных предприятий от паров легколетучих органических растворителей и их возврат в технологический процесс является актуальной задачей, поскольку каждый год в мире в атмосферу выбрасывается до 300 тысяч тонн органических растворителей в парообразном состоянии. Главным источником загрязнений являются производства полимерных материалов, красителей и др. Учитывая современные требования к газообразным выбросам, необходима тонкая очистка газов от этих компонентов.

Один из методов очистки газовых выбросов от водорастворимых органических растворителей – абсорбционный, который позволяет обеспечить достаточную экологическую безопасность производства [206]. Однако решение этой задачи осложняется тем, что пропускная способность аппаратов, предназначенных для очистки газов, используемых в настоящее

время, весьма ограничена, поскольку традиционно используемое оборудование колонного типа, имеет малый диапазон устойчивой работы, а скорость газа лимитируется уносом жидкости. Поэтому возникает необходимость в увеличении количества параллельно работающих аппаратов или увеличении их диаметра, что, приведет к резкому повышению капитальных затрат.

Кроме того, промышленные газовые выбросы обладают, как правило, малым избыточным напором, что исключает возможность применения аппаратов с большим гидравлическим сопротивлением.

В связи с этим представляется перспективным применение для этих целей, то есть для очистки больших объемов газообразных выбросов с малым остаточным напором, аппаратов вихревого типа (ВРПМА).

Схема установки для очистки газовых выбросов от паров легколетучих органических растворителей с использованием вихревого аппарата и последующей регенерацией абсорбента представлена на рис. 6.13.

Процесс очистки предполагает использование физической сорбции паров органических растворителей с последующей их рекуперацией и возвращение в технологический цикл.

Газовые выбросы, проходя через вихревую камеру 1, очищаются от органических растворителей. В установке сепарации 2 происходит разделение газовой и жидкой фаз. Насыщенный абсорбент из установки сепарации насосом 3 подается в ректификационную колонну 5 через подогреватель 4.

В ректификационной колонне 5 происходит разделение смеси воды и легколетучих органических растворителей. Часть воды с куба колонны поступает в кипятильник 8, где испаряется и возвращается в ректификационную колонну 5. Другая часть воды охлаждается в холодильнике 7 и подается в вихревую камеру как свежий абсорбент.

Сконденсировавшиеся в холодильнике 6 пары органических растворителей могут быть возвращены в технологический процесс.

Замкнутый цикл дает возможность существенно снизить расход абсорбента и практически полностью исключить его сброс в систему очистки стоков промышленного предприятия [207, 208].

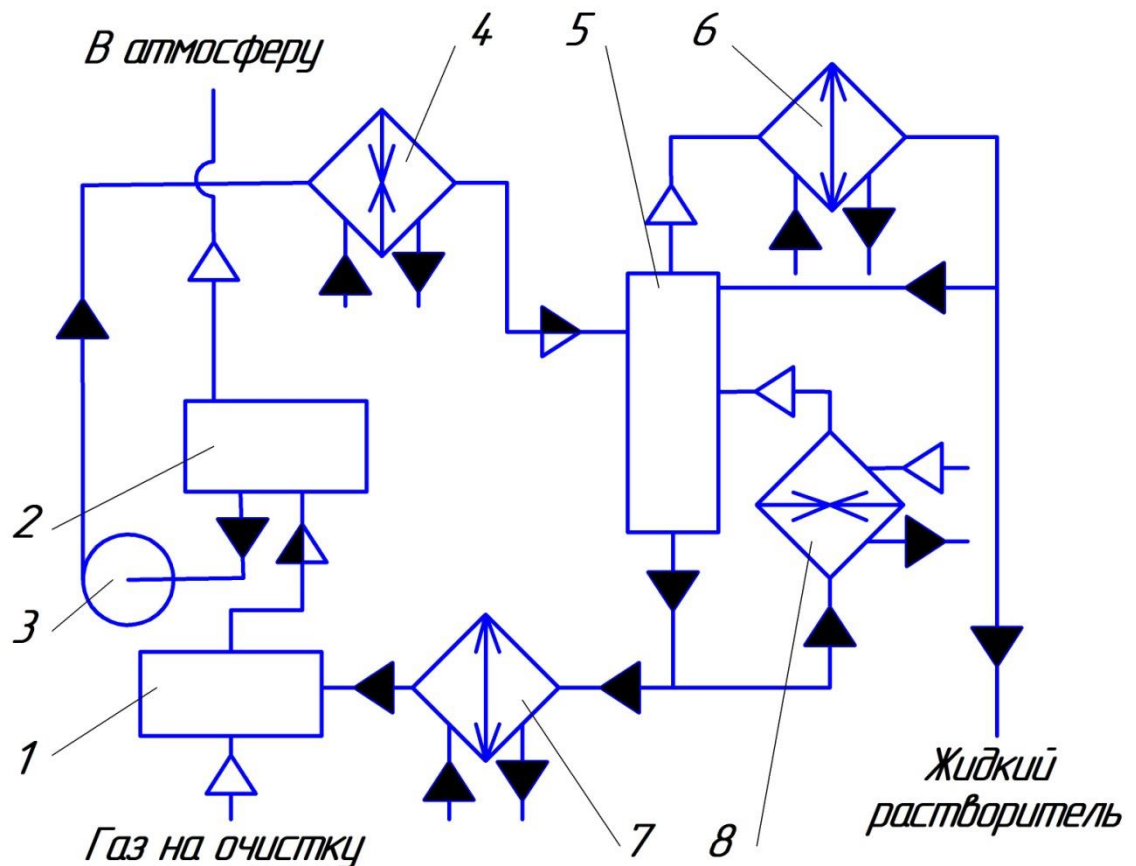


Рис. 6.13. Схема установки очистки и рекуперации газовых выбросов от легколетучих органических растворителей: 1 – абсорбер; 2 – узел сепарации; 3 – насос; 4 – подогреватель; 5 – ректификационная колонна; 6 – конденсатор; 7 – холодильник; 8 – кипятильник

6.3. Очистка газовых выбросов производства синтетического аммиака

В настоящее время основным способом очистки газовых выбросов производства аммиака является централизованный сбор отходящих газов, содержащих аммиак (продувочный газ и танковый газ), с последующим получением аммиачной воды, которая используется в качестве удобрения. Продувочный газ образуется в результате продувки реактора с целью удаления из системы накопившихся инертных газов; танковый газ образуется при

заполнении товарных емкостей синтетическим аммиаком. Основная проблема при этом связана с хранением аммиачной воды, поскольку она используется в качестве удобрения в весенне-летний период. Поэтому представляется целесообразным использование аммиачной воды в качестве исходного сырья для получения целевых продуктов, а также в качестве абсорбента или очистки газовых выбросов энергетических установок от сернистого ангидрида.

Проблема утилизации аммиачной воды может быть решена путем получения углеаммиатов или кристаллических углеаммонийных солей. Эти процессы можно осуществить благодаря получению на азотно-туковых предприятиях двуокиси углерода, получаемого при очистке синтез-газа водой под давлением 3 МПа с последующей десорбцией двуокиси углерода из поглотителя.

Углеаммиаты – жидкие удобрения, в которых содержание азота в 2,0–2,5 раза выше, чем в аммиачной воде, что определяет преимущества их транспортировки и хранения. Кристаллические углеаммонийные соли – карбонат аммония $(NH_4)_2CO_3$ и бикарбонат аммония NH_4HC_3 – помимо использования их в качестве удобрений применяются в хлебопекарном и кондитерском производстве в качестве разрыхлителя теста, при крашении и промывке шерсти и тканей, в медицине, в виноделии, в качестве компонента огнетушащих составов.

Следует иметь в виду, что получение бикарбоната аммония, как правило, основано на использовании компонентов, являющихся целевыми продуктами промышленного производства. В предлагаемом процессе получения бикарбоната аммония используются аммиак, содержащийся в газовых выбросах предприятия, и двуокись углерода, получаемая в результате очистки синтез-газа.

Согласно технологической схеме процесса [209] продувочный и танковый газы, содержащие аммиак, направляются в сборники-накопители 1 и далее в вихревой абсорбер 2, орошаемый конденсатом водяного пара

(рис. 6.14).

Вихревой противоточный абсорбер работает с рециркуляцией абсорбента с целью более полного его использования и снижения расхода. После насыщения абсорбент поступает в сборный бак и далее через теплообменник насосом в вихревую камеру, где проводится реакция взаимодействия аммиака и двуокиси углерода в водной среде с образованием бикарбоната аммония.

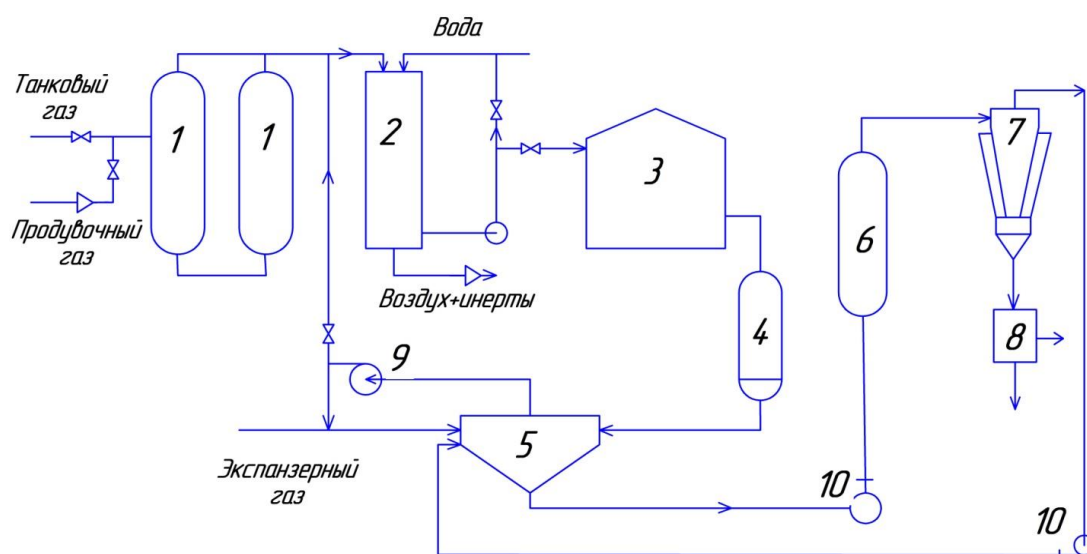
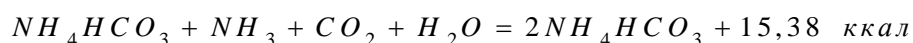


Рис. 6.14. Технологическая схема получения бикарбоната аммония на основе утилизации газовых выбросов производства синтетического аммиака:

- 1 – ресивер; 2 – абсорбер; 3 – сборник; 4 – теплообменник; 5 – реактор;
6 – теплообменник; 7 – гидроциклон; 8 – центрифуга; 9 – воздуходувка;
10 – насос



Раствор бикарбоната аммония, близкий к насыщению, насосом подается через теплообменник 6 где охлаждается до температуры 15°C. Затем пересыщенный раствор направляют в гидроциклон с охлаждающей рубашкой, где отделяется кристаллический бикарбонат аммония от основной части маточного раствора, который снова возвращается в реактор. Кристаллический осадок из гидроциклона подается в центрифугу 8 для обезвоживания и затем передается на окончательную сушку.

Для создания необходимой гидродинамической обстановки и полного использования двуокиси углерода в реакторе организуется с помощью газодувки 9 циркуляция газовой фазы. Скапливание инертов в системе исключается ее периодической продувкой. А газовый поток направляется в вихревой абсорбер.

Поскольку бикарбонат аммония - это термически нестабильное вещество и оно полностью разлагается на составляющие при 60°C , в технологической схеме предполагается охлаждение аммиачной воды и газа, подаваемого в реактор.

6.4. Очистка воздуха производственных помещений от паров аммиака

Для поддержания состояния воздуха в производственных помещениях реакторного блока и компрессорного блока синтеза аммиака, а также холодильных аммиачных установок, соответствующего санитарной норме предусматривается организация приточной и вытяжной вентиляции. В этом случае пары аммиака, попадающие в воздух производственных помещений в результате утечек из технологического оборудования, выбрасываются вытяжной вентиляцией за пределы производственных помещений, что ведет к загазованности воздуха на территории предприятия. Этот воздух вновь частично засасывается приточной вентиляцией, снижая тем самым эффект вентилирования помещения.

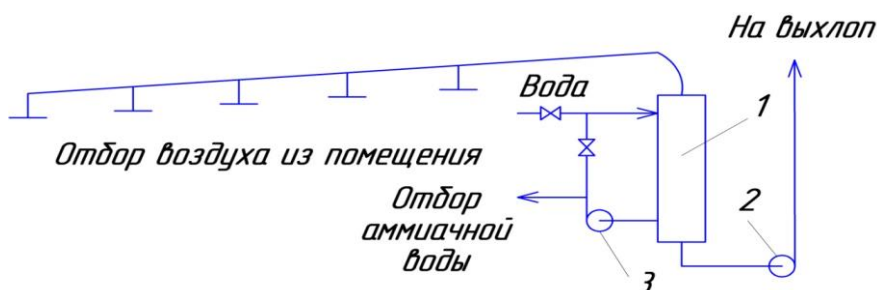


Рис. 6.15. Схема установки очистки воздуха производственных помещений от паров аммиака: 1 – полый вихревой аппарат; 2 – воздуходувка; 3 – насос

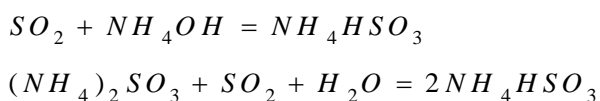
В связи с этим представляется целесообразным использование компактной, малогабаритной установки водной абсорбции аммиака с использованием полого вихревого аппарата. Схема установки представлена на рис. 6.15.

Результатом работы установки является аммиачная вода, которая может быть использована по целевому назначению.

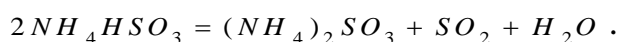
6.5. Очистка газовых выбросов от сернистого ангидрида

Очистка газообразных выбросов от сернистого ангидрида может производиться водным раствором аммиака. Характерными особенностями этого метода очистки является высокая интенсивность процесса очистки и возможность утилизации получаемых продуктов.

При поглощении сернистого ангидрида водным раствором аммиака и сульфатом аммония происходит следующая реакция:

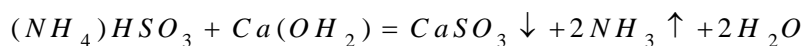
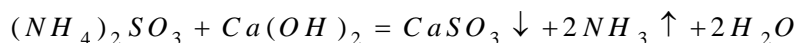
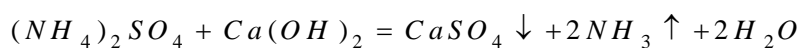


При реакции раствор нагревается и бисульфит аммония разлагается



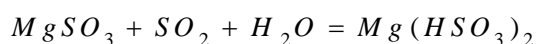
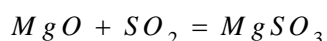
Из регенератора (десорбера) сернистый ангидрид вместе с водяным паром проходит конденсатор, холодильную башню и сернокислый осушитель, после чего сернистый ангидрид представляет собой товарный продукт. Для удаления накапливающихся солей тиосульфата и тритионата аммония используется выпарной аппарат, работающий в замкнутом цикле с регенератором и центрифугой.

Нашли также методы очистки газов от сернистого ангидрида, основанные на регенерации поглотительных растворов путем их обработки известковым молоком:

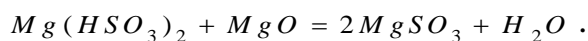


Преимущество такого метода регенерации в малом расходе аммиака и возможности очистки газов с относительно высокой температурой.

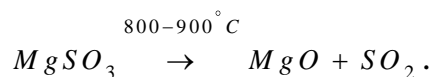
Магнезитовый метод основан на взаимодействии сернистого ангидрида с окисью магния:



Образовавшийся в процессе абсорбции бисульфат магния $Mg(HSO_3)_2$ нейтрализуется избытком окиси магния:



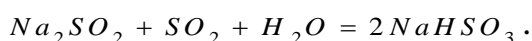
Поскольку растворимость сульфата $MgSO_3$ в воде ограничена, избыток его выпадает в осадок в виде кристаллов тригидрата $MgSO_3 \cdot 3H_2O$ или гексогидрата $MgSO_3 \cdot 6H_2O$. Осадок должен быть выведен из суспензии, после чего он подсушивается и подвергается термическому разложению:



Окись магния возвращается в процесс, а чистый сернистый ангидрид используется для получения серной кислоты.

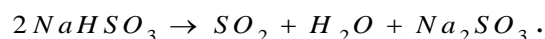
Магнезитовый метод не получил широкого распространения, применяемые для целей абсорбции насадочные колонны постепенно забивались осадком. В связи с этим применение в качестве абсорбера вихревого аппарата позволит исключить указанный недостаток.

При очистке газовых выбросов от сернистого ангидрида раствором сульфита натрия первая стадия заключается в поглощении сернистого ангидрида раствором сульфита натрия с образованием бисульфита:



На второй стадии раствор бисульфита натрия нагревается до 130–135 °С

и разлагается с выделением сернистого ангидрида:



Охлажденный раствор сульфита натрия вновь возвращается в производство.

Технологическая схема процесса представлена на рис. 6.16. При поглощении сернистого ангидрида из газов, содержащих кислород, сульфит натрия может окисляться до сульфата натрия (Na_2SO_4), который необходимо удалить из раствора. Для предотвращения окисления добавляются антиокислители (ингибиторы) – гидрохинон, формалин и др. Рассмотренный метод обладает низкими капитальными и эксплуатационными затратами, эффективностью обезвреживания выхлопных газов и простотой оборудования.

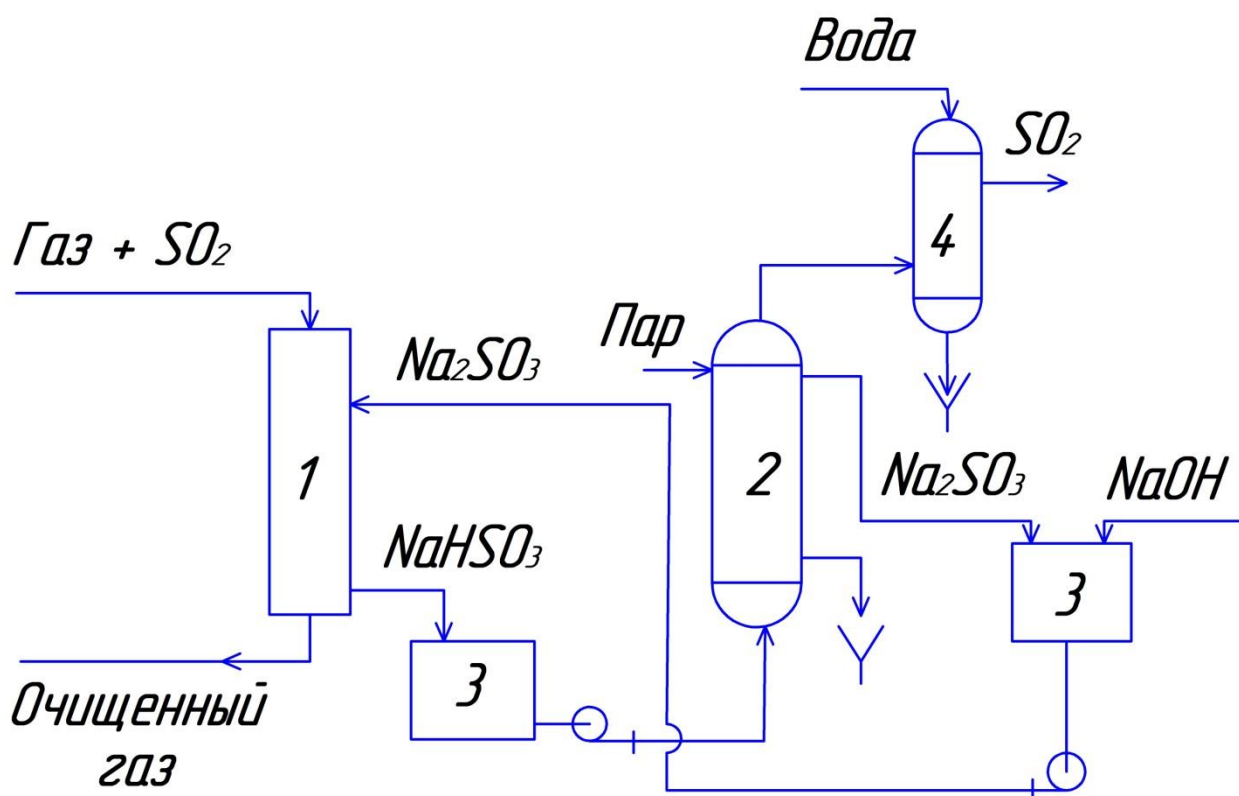
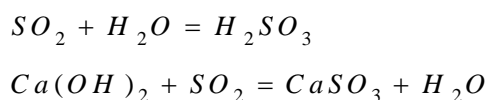


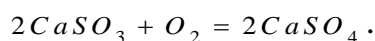
Рис. 6.16. Технологическая схема очистки газа от сернистого ангидрида раствором сульфита натрия: 1 – абсорбер; 2 – регенератор; 3 – сборные емкости; 4 – холодильник

При поглощении сернистого ангидрида водными растворами щелочей образуется сернистая кислота H_2SO_3 , нейтрализация которой ведет к образованию солей сернистой кислоты.

Поглощение сернистого ангидрида также может производиться известковым молоком. При взаимодействии известкового молока с сернистым ангидридом протекают реакции:



По мере циркуляции раствора в нем накапливается $CaSO_3$. Когда концентрация его достигает 18–20 %, раствор заменяют свежим. Сернистоокислый кальций плохо растворим в воде (0,138 г/л) и при взаимодействии с кислородом образует гипс:

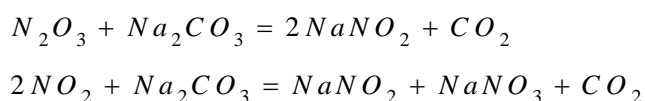


Последний вместе с $CaSO_3$ выводится из аппарата и используется в качестве строительного материала.

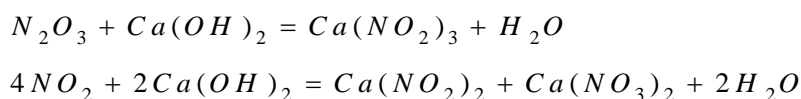
6.6. Очистка газовых выбросов от окислов азота

Окислы азота чаще всего поглощаются растворами Na_2CO_3 и $Ca(OH)_2$.

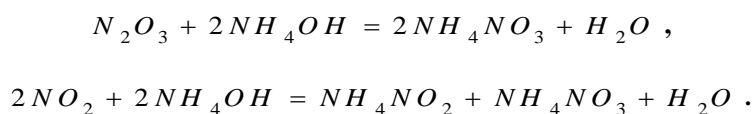
При поглощении окислов азота раствором Na_2CO_3 протекают реакции:



При поглощении окислов азота раствором $Ca(OH)_2$ протекают реакции:



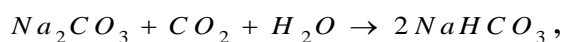
При поглощении окислов азота раствором аммиака протекают реакции:



6.7. Очистка газовых выбросов от двуокиси углерода

В качестве поглотителей в данном случае используются каустическая сода $NaOH$, гидроксид калия KOH , карбонат натрия Na_2CO_3 , карбонат калия K_2CO_3 , гидроксид аммония NH_4OH , этаноламин.

1. При поглощении двуокиси углерода растворами карбонатов – Na_2CO_3 и K_2CO_3 – последние переходят в бикарбонаты:



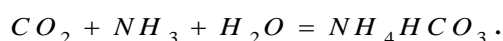
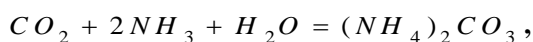
Раствор Na_2CO_3 отделяется от осадка $CaCO_3$ и вновь возвращается на абсорбцию. Десорбция двуокиси углерода из карбонатных растворов происходит при нагревании раствора глужим паром.

2. Поглощение двуокиси углерода водными растворами щелочей:



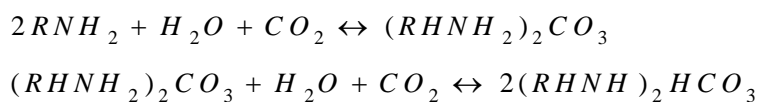
В присутствии свободных ионов OH^- обе реакции необратимы.

3. Поглощение двуокиси углерода водными растворами аммиака. Поглощение двуокиси углерода водными растворами аммиака описывается уравнениями

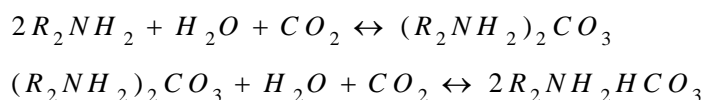


Скорость карбонизации возрастает с повышением содержания аммиака в растворе и количества двуокиси углерода в газе.

4. Поглощение этаноламинами. Этанол амины обладают высокой поглотительной способностью по отношению к углекислому газу. При взаимодействии с углекислым газом этаноламины образуют карбонаты, а затем и бикарбонаты, которые разлагаются при нагревании с выделением двуокиси углерода. Абсорбция проводится при температуре $40^\circ C$, а десорбция при $103-105^\circ C$. Реакции абсорбции и десорбции углекислого газа моноэтаноламином имеют следующий вид:



Аналогичные реакции протекают с диэтаноламином:



где $R - CH_2 - CH_2OH$.

На рисунке 6.17 представлена схема двухступенчатого процесса, в котором большинство CO_2 улавливается в абсорбере 1 при использовании частично регенерируемого раствора *MDEA*, а для тонкой очистки используется полностью восстановленный раствор *MDEA* в абсорбере 2. Насыщенный раствор амина сначала регенерируется в колонне 3, работающей под высоким давлением, где десорбируются углеводороды, затем частично регенерируется в колонне пониженного давления 4. Для повышения эффективности горячий газ из десорбера 5 подается в десорбер 4. Часть раствора из десорбера 4 подается в десорбер 5, другая часть – в абсорбер 2.

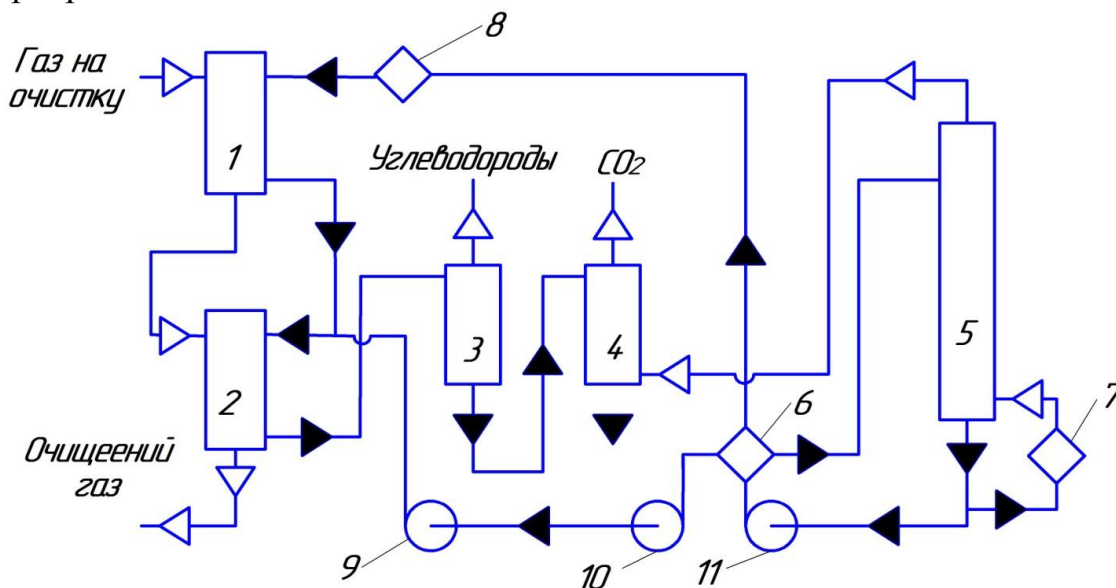


Рис. 6.17. Схема двухступенчатой очистки от CO_2 водным раствором *MDEA*: 1 – абсорбер грубой очистки; 2 – абсорбер тонкой очистки; 3, 4, 5 – десорберы; 6 – теплообменник; 7 – испаритель; 8 – холодильник; 9, 10, 11 – насосы

Метод двухступенчатой очистки от диоксида углерода водным раствором *MDEA* позволяет полностью использовать раствор *MDEA* с минимальными его потерями.

Таким образом, применение полых вихревых массообменных аппаратов в указанных процессах очистки промышленных газовых выбросов от вредных компонентов сделает реальным применение очистного оборудования на тех участках производства, где оно до этого времени не могло использоваться, как, например, в помещениях аммиачных компрессорных станций.

Выводы к разделу 6

В результате проведенных исследований были экспериментально определены параметры работы вихревого распыливающего аппарата при абсорбции аммиака. Определена эффективность абсорбции аммиака в вихревом распыливающем противоточном массообменном аппарате.

Показано, что эффективность установки практически не зависит от концентрации аммиака в газе и достигает 99,9 %. Кроме того, эффективность работы вихревого аппарата растет с увеличением расхода жидкости и находится в диапазоне от 80 до 99,9 %. С ростом относительной нагрузки аппарата его эффективность увеличивается. При этом значительное увеличение нагрузки по газу снижает эффективность работы вихревого аппарата.

После внедрения результатов исследования в практику промышленности повысится эффективность работы ПГКЛ-2 в производстве кальцинированной соды.

На основе анализа результатов исследований разработаны и переданы для промышленного использования рекомендации по проектированию новых образцов массообменного оборудования и внедрению в производство ВРПМА в процессы очистки газов содовой промышленности.

Также разработаны технологические схемы с использованием ВРПМА для очистки промышленных газообразных выбросов от паров органических растворителей, сернистого ангидрида, паров аммиака, двуокиси углерода, окислов азота. Показано, что эффективность предложенных конструкций вихревых аппаратов при очистке газообразных выбросов от перечисленных компонентов может достигать 99 %.

ВЫВОДЫ

В диссертационной работе на основании ряда теоретических и экспериментальных исследований и обобщений решена важная научно-практическая задача, которая заключается в повышении эффективности массообменных процессов, протекающих при очистке отходящих газов содового производства, а также анализе факторов и условий влияющих на массообменные характеристики ВРПМА.

Были решены следующие задачи:

1. В результате анализа известных конструкций аппаратов для очистки промышленных газовых выбросов и показателей их работы был сделан вывод о том, что для очистки крупнотоннажных газовых выбросов промышленных предприятий перспективными являются вихревые распыливающие противоточные массообменные аппараты (ВРПМА), которые обеспечивают большую удельную производительность, обладают малыми габаритами и низкой металлоемкостью.

2. Разработана теоретическая методика расчета эффективности процесса массопереноса в рабочей зоне полых вихревых аппаратов с учетом основных закономерностей массопередачи через поверхность взвешенных капель и пристенной жидкостной пленки.

3. На основе анализа закономерностей кинетики хемосорбционных процессов, протекающих при очистке газовых выбросов от аммиака рассолом, показано, что скорость хемосорбции NH_3 увеличивается при уменьшении температуры, повышении степени турбулизации газа, увеличении кратности обновления поверхности контакта фаз, сокращении брызгоуноса. Отличительной особенностью хемосорбционных процессов, протекающих при поглощении CO_2 из газовых выбросов аммонизированным рассолом, является то, что для увеличения скорости процесса хемосорбции CO_2 необходимо увеличивать концентрацию NH_3 в аммонизированном рассоле при высокой площади и высокой кратности обновления поверхности

контакта фаз. Это позволяет научно обосновать пути интенсификации поглощения из отходящих газов NH_3 и CO_2 и разработать эффективные способы и аппараты, позволяющие обеспечить увеличение экологической безопасности содового производства.

4. Экспериментально исследовано поведение газового потока при изменении режимных параметров (расход газа и жидкости) и определено гидравлическое сопротивление аппарата, которое в 1,5–2 раза меньше чем у традиционного массообменного оборудования и параметры брызгоуноса, которой для данной конструкции аппарата меньше в 2–3 раза чем у аналогичных аппаратов. Полученные экспериментальные результаты преобразованы в зависимости от скорости газа и плотности орошения.

5. Получены экспериментальные массообменные характеристики ВРПМА в процессах абсорбции (десорбции) и ректификации модельных смесей на различных режимных параметрах. Объемный коэффициент массопередачи в ВРПМА в 2–4 раза больше чем в колонных аппаратах.

6. Установлены пути повышения эффективности массообмена в ВРПМА и предложены направления развития и усовершенствования новых конструкций ВРПМА.

7. Разработана конструкция распылителя для ВРПМА с учетом достижения наиболее эффективного распыления жидкости и минимального брызгоуноса.

8. Проведено сравнение эффективности ВРПМА с другими конструкциями оборудования для проведения массообменных процессов с использованием полученных данных; определен диапазон эффективной работы аппарата и сформулированы условия, при которых использование ВРПМА является целесообразным.

9. Усовершенствована инженерная методика проектирования и расчета основных геометрических параметров массообменной камеры ВРПМА и массообменных характеристик двухфазного вихревого потока в аппарате.

10. На основе анализа результатов исследований разработаны и переданы для промышленного использования рекомендации по проектированию новых образцов массообменного оборудования и внедрению в производство ВРПМА в процессы очистки газов содовой промышленности.

11. Разработаны технологические схемы с использованием ВРПМА для очистки промышленных газовых выбросов от паров аммиака, паров органических растворителей, окислов азота, сернистого ангидрида, двуокиси углерода. Показано, что эффективность разработанных ВРПМА при очистке газовых выбросов от указанных компонентов может достигать 99 %.

СПИСОК ИСПОЛЬЗОВАННЫХ ИСТОЧНИКОВ

1. Сабитов С. С. Вихревые массообменные аппараты / С. С. Сабитов, Н. И. Савельев, Н. А. Николаев, В. М. Закревский. Обзор, инф. Сер. Общеотраслевые вопросы развития хим. промышленности. – М. : НИИТЭХИМ, 1981.-Вып.3.-30с.
2. Николаев Н. А. Конструирование ректификационных аппаратов с вихревыми контактными ступенями / Н. А. Николаев, Н. И. Савельев, А. А. Овчинников, А. Н. Николаев // Хим. промышленность. – 1992. – № 10. – С. 53–54.
3. Николаев Н. А. Исследование и расчет ректификационных и абсорбционных аппаратов вихревого типа : дис. ... д-ра техн. наук / Н. А. Николаев. – Казань, 1974. – 388 с.
4. Ершов А. И. Разработка, исследование и применение элементарных ступеней контакта с взаимодействием фаз в закрученном потоке : дис. ... д-ра техн. наук / А. И. Ершов. – Л., 1975. – 304 с.
5. Успенский В. А. Теория, расчет и исследование вихревых аппаратов очистных сооружений : дис. ... д-ра техн. наук / В. А. Успенский. – М., 1983.
6. Аношин И. М. Теория и принципы конструирования высокоэффективных ректификационных аппаратов : дис. ... д-ра техн. наук / И. М. Аношин. – Краснодар, 1968. – 182 с.
7. Приходько В. П. Принципы расчета и конструирования прямоточных центробежных аппаратов со статическими завихрителями : дис. ... д-ра техн. наук / И. П. Приходько. – М., 1989.
8. Булкин В. А. Разработка, методы расчета и внедрение вихревых аппаратов с объемными факелами орошения для очистки газовоздушных потоков : дис. ... д-ра техн. наук / В. А. Булкин. – Казань, 1989.
9. Николаев А. Н. Комплексная очистка промышленных газовых выбросов в аппаратах вихревого типа: теоретические основы и методология расчета : дис. ... д-ра техн. наук / А. Н. Николаев. – Казань, 1999. – 287 с.

10. Булкин В. А. Вихревые аппараты для комплексной очистки газов / В. А. Булкин, Н. А. Николаев // Промышл. и санитарная очистка газов. – М. : ЦИНТИхимнефтемаш, 1977. – № 2.
11. А. с. 480436 СССР. Абсорбер / И. А. Волков, В. Г. Правдин, А. В. Александров. – Б. и. – 1975. – № 30.
12. А. с. 441736 СССР. Массообменный аппарат / Б. Г. Холин, Л. М. Черняк [и др.]. – Б. и. – 1976. – № 19.
13. А. с. 654271 СССР. Газопромыватель / А. И. Летюк, Н. А. Нащекин, Ю. В. Милинский [и др.]. – Б. и. – 1979. – № 12.
14. А. с. 689709 СССР. Скруббер / Л. И. Чесноков, С. И. Приемов, А. В. Задоянный. – Б. и. – 1979. – № 37.
15. А. с. 915906 СССР. Устройство для мокрой очистки газов / В. П. Приходько, А. В. Ермаков, Е. Н. Андрусенко [и др.]. – Б. и. – 1982. – № 12.
16. А. с. 634774 СССР. Аппарат для проведения процесса массообмена / В. А. Марков, А. И. Баркар. – Б. и. – 1978. – № 44.
17. А. с. 1169689 СССР. Массообменный аппарат / А. Г. Курносов, М. А. Шепитько, И. В. Шерстобитов, Г. А. Курносов. – Б. и. – 1985. – № 28.
18. А. с. 1494913 СССР. Массообменный аппарат / А. Р. Дорохов, В. С. Лидии, В. И. Грицан, В. Т. Бажан. – Б. и. – 1989. – № 27.
19. А. с. 1607853 СССР. Вихревой теплообменный аппарат / Н. А. Артамонов, Х. Карацозов. – Б. и. – 1990. – № 43.
20. А. с. 1708379 СССР. Вихревой теплообменный аппарат / Н. А. Артамонов, О. И. Квасенков. – Б. и. – 1992. – № 4.
21. Патент 2050914 С1 России. Вихревой теплообменный аппарат / Квасенков О. И. – Б. и. – 2000. – № 17.
22. Патент 2036733 С1 России. Аппарат для проведения физико-химических процессов в вихревом газовом потоке / Панарин Ю. И., Махоткин А. Ф., Иванов Г. А. – Б. и. – 2000. – № 24.

23. Патент 1099500 (ФРГ). Промывочное и абсорбционное устройство для газа / опубл. 1961 г.
24. Холин Б. Г. Центробежные и вибрационные грануляторы пластов и распылители жидкости / Б. Г. Холин. – М. : Машиностроение, 1977. – 182 с.
25. Холин Б. Г. Исследования по гидродинамике разбрызгивателей жидкости и интенсификация технологических процессов грануляции пластов и массообмена : дис. ... д-ра техн. наук / Б. Г. Холин. – Харьков, 1974. – 398 с.
26. Склабинский В. И. Теоретические основы расчета и проектирования вихревых распиливающих противоточных массообменных аппаратов : дис. ... д-ра техн. наук / В. И. Склабинский. – Сумы, 2000. – 295 с.
27. Овчинников Л. А. О торцевом эффекте в вихревых камерах с тангенциальным вводом газа / Л. А. Овчинников, Н. А. Николаев // Труды КХТИ им. СМ. Кирова. – 1972. – Вып. 48. – С. 85–90.
28. Щукин В. К. Теплообмен, массообмен и гидродинамика закрученных потоков в осесимметричных каналах / В. К. Щукин, А. А. Халатов. – М. : Машиностроение, 1982. – 200 с.
29. Аэродинамика закрученной струи / под ред. Р. Б. Ахмедова. – М. : Энергия, 1977. – 240 с.
30. А. с. 899102 СССР. Распылительное устройство / И. И. Поникаров, М. Д. Атабаев, В. А. Булкин [и др.]. – Б. и. – 1983. – № 3.
31. А. с. 1005853 СССР. Распылительное устройство / И. И. Поникаров, В. А. Булкин, В. В. Алексеев [и др.]. – Б. и. – 1983. – № 11.
32. Пат. на полезную модель 74577 РФ / Коротков Ю. Ф., Зиятдинова Л. Р., Овчинников А. А. [и др.]. – Б. и. – 2008. – № 19.
33. А. с. 427724 СССР. Устройство для мокрой очистки газов / Я. Н. Попов, А. Ф. Лысенков, В. П. Одинцов. – Б. и. – 1974. – № 18.
34. А. с. 1507429 СССР. Способ очистки газов / А. Н. Николаев, А. А. Овчинников, Н. А. Николаев, В. А. Малюсов. – Б. и. – 1989. – № 34.
35. А. с. 1269847 / И. И. Поникаров, Ю. А. Дулатов, Ф. А. Галеев,

С. А. Александровский. – 1986.

36. А. с. 1324674 / И. И. Поникаров, С. И. Поникаров, В. И. Шаплыко и др. – 1987.

37. Разработка вихревых барботажных аппаратов для абсорбционной очистки газов / А. П. Бурдуков, А. Р. Дорохов, В. И. Казаков и др. // Изв. СО АН СССР. Сер. техн. наук. – 1985. – № 4, Вып. 1. – С. 99–102.

38. Лаптев С. А. Очистка промышленных газовых выбросов в вихревой камере : автореф. дис. ... канд. техн. наук / С. А. Лаптев. – Казань, 1995. – 20 с.

39. Пат. 2088262 РФ, С1. Способ санитарно-гигиенической обработки воздуха и устройство для его осуществления. – Оpubл. 27.08.1997, Бюл. изобр. № 24.

40. Кроковный П. М. Очистка уходящих газов центробежно-барботажными аппаратами / П. М. Кроковный // Очистка и обезвреживание дымовых газов из установок сжигающих отходы и мусор. – Новосибирск, 1999. – С. 180–186.

41. Кроковный П. М. Использование центробежно-барботажного аппарата в процессах получения формальдегида / П. М. Кроковный, В. К. Дудченко, В. И. Грицан // Процессы переноса в аппаратах энергохимических производств. – Новосибирск, 1985. – С. 88–93.

42. Казаков В. И. Абсорбция оксидов азота в центробежно-барботажных аппаратах / В. И. Казаков // Сибирский физико-технический журнал. – 1991. Вып. 3. – С. 45–50.

43. Андреев Е. И. Расчет тепло- и массообмена в контактных аппаратах / Е. И. Андреев. – Л. : Энергоатомиздат, Ленинградское отделение, 1985. – 192 с.

44. Пат. 2093754 РФ, С1. Способ и устройство для плазменного пиролиза жидких отходов. – Оpubл. 20.10.1997, Бюл. изобр. № 29.

45. Пат. 2152562 РФ, С1. Плазмореактор установки обезвреживания жидких хлорорганических отходов. – Оpubл. 10.07.2000, Бюл. изобр. № 19.

46. Интенсификация процесса каталитической окислительной очистки растворов от сероводорода с использованием катализатора ТСФК в центробежно-барботажном реакторе / С. Г. Заварухин, Г. Г. Кувшинов, Л. В. Гогина, Н. Н. Кундо // Хим. пром. – 1999. – № 2. – С. 26–30.

47. Кочанов А. А. Интенсификация массообменных процессов при обезвреживании технологических растворов цианидов / А. А. Кочанов, А. А. Рязанцев, А. А. Батоева // Физико-технические проблемы разработки полезных ископаемых. – 2002. – № 3. – С. 103–109.

48. Vorrtech centrifugal multiphase reactor / А. О. Kuzmin, V. N. Parmon, M. Kh. Pravdina et al. // 16th International Congress of Chemical and Process Engineering, CHISA. – 2004. – P. 72–73.

49. Пат. 2258559 РФ, С2. Способ проведения газожидкостных многофазных реакций и вихревой центробежный барботажный реактор для его осуществления. – Оpubл. 20.08.2005.

50. Пат. 2259870 РФ, С. Способ проведения многофазных процессов и вихревой центробежный реактор для его осуществления. – Оpubл. 09.10.2005.

51. Vorrtech centrifugal bubbling reactor / А. О. Kuzmin, Pravdina M. Kh., A. I. Yavorsky et al. // Chemical Engineering Journal. – 2005. – № 107. – P. 55–62.

52. Пат. 2270168 РФ, С2. Способ получения особо чистых солей лития и устройство для его осуществления. – Оpubл. 20.02.2006.

53. Склабинский В. И. Интенсификация внутренних токов капли в потоке газа с поперечным градиентом скорости / В. И. Склабинский, Б. Г. Холин // Теоретические основы химической технологии. – 1992. – Т. 26. – С. 741–745.

54. Гонор А. Л. Динамика капли капель при малых числах Рейнольдса / А. Л. Гонор, В. Я. Ривкин // Итоги науки и техники. Механика жидкости и газа. – 1982. – Т. 17. – С. 86–159.

55. Савельев Н. И. Расчет циркуляционного течения в капле при ее

обтекании потоком газа / Н. И. Савельев, Н. А. Николаев // Теор. основы хим. технол. – 1987. – Т. 21, № 6. – С. 788–792.

56. Ковалев И. А. Основные принципы организации противоточного движения вихревых газокапельных потоков в массообменных аппаратах / И. А. Ковалев, В. И. Склабинский // Вестник ИАН. – 1998. – № 3–4. – С. 71–76.

57. Склабинский В. И. Расчет гидродинамики вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата / В. И. Склабинский // Экотехнологии и ресурсосбережение. – 1998. – № 4. – С. 52–55.

58. Холин Б. Г. Гидродинамика двухфазных потоков в вихревом противоточном массообменном аппарате / Б. Г. Холин, И. А. Ковалев, В. И. Склабинский // Известия вузов. Химия и химическая технология. – 1982. – Т. XXV, № 7. – С. 894–897.

59. Склабинський В. І. Вплив гідродинамічних параметрів вихрового газового потоку на роботу вихрового розпилювального протитечійного масообмінного апарата / В. І. Склабинський // Вісник СумДУ. – 2000. – № 15. – С. 46–51.

60. Schmidt K. R. Physikalische Grundlagen unci Prinzip der Drehstromungsentstauber / K. R. Schmidtю // Staub. – 1963. – Vol. 23, № 11. – P. 491–501.

61. Klein H. Entwicklung und Leistungsgrenzen der Drehstromungsentstauber / H. Klein // Staub. – 1963. – Vol. 23, № 11. – P. 501–509.

62. Schmidt K. P. Stand und apparative czechzen der techisclier Feinstaubabscheidung / K. P. Schmidt // Staub. – 1963. – Vol. 23, № 3. – P. 181–195.

63. Schaufler E. Der Drehstromungsentstauber / E. Schaufler, K. H. Oehlrieh, K. R. Schmidt// Staub. – 1963. – Vol. 23, № 4. – P. 228–230.

64. Ciliberty D. F. Fine dust collection in a rotary flow cyclone / D. F. Ciliberty, B. W. Lancaster // Chem Eng. Sci. – 1976. – Vol. 31, № 6. – P. 499–503.

65. Исследования полей скоростей в аппарате со встречными закрученными потоками / И. А. Попов, Т. Ю. Векуа и др. // Современные проблемы развития текстильной промышленности и задачи подготовки инженерных кадров : тезисы доклада научной конференции посвященной 60-летию МТИ. – М., 1979. – С. 192.

66. Budinsry K. Die Bewegung der besten Teilchen im Drehstromungsstauber / K. Budinsry // Staub. – 1972. – Vol. 32, № 3. – P. 87–91.

67. Коган В. Б. Теоретические основы типовых процессов химической технологии / В. Б. Коган. – Л. : Химия, 1977. – 592 с.

68. Podgarski W. Teoretyczne padstamy przeplywow wirowym przeciwbiez-
kym / W. Podgarski // Budownictwo gomico-przemyslowe ikopalnictclud. – 1975.
– № 2. – P. 1–11.

69. Янков В. Обезпрашитель на базата комбинирана вихър / В. Янков, И. Дичев // Техническа мисъл. – 1971. – Т. VIII, № 1. – С. 95–102.

70. Klein H. Drehstromungsstauber, Verfahren, Wirkungswcise und Einsatz / H. Klein // Keramische Zeitschrift. – 1969. – Vol. 20, № 8. – P. 479–484.

71. Векуа Т. Ю. Исследование гидродинамики многофункциональных аппаратов со встречными закрученными потоками : дис. ... канд. техн. наук / Т. Ю. Векуа. – Москва, 1979. – 197 с.

72. Векуа Т. Ю. Исследование гидродинамики многофункциональных аппаратов со встречными закрученными потоками : автореф. дис. ... канд. техн. наук / Т. Ю. Векуа. – Москва, 1979. – 24 с.

73. Сажин Б. С. Разработка аппаратов для сушки с одновременным улавливанием дисперсных материалов во, встречных закрученных потоках / Б. С. Сажин, Е. А. Чувпило, Б. В. Лукачевский // Техника и технология сушки : материалы Всесоюзной научно-технической конференции. – Киев, 1977. – С. 180–182.

74. Сажин Б. С. Исследование структуры движения газа в аппарате ВЗП / Б. С. Сажин, А. С. Латкин // Создание и внедрение современных аппаратов с активными гидродинамическими режимами для текстильной промышленности и производства химических волокон : тезисы докладов 2-го Всесоюзного научно-технического совета. – М. : МТИ, 1981. – С. 5.

75. Лукачевский Б. П. Исследование процесса сушки дисперсных тонкопористых материалов в аппаратах со встречными закрученными потоками : дис. ... канд. техн. наук / Б. П. Лукачевский. – Москва, 1978. – 189 с.

76. Однопараметрическая математическая модель гидродинамики сушильного аппарата со встречными закрученными потоками / Б. С. Сажин, Б. П. Лукачевский, Е. А. Чувпило и др. // ТОХТ. – 1974. – Т. VIII, № 3. – С. 428–434.

77. Успенский В. А. К расчету вихревого пылеулавливающего аппарата / В. А. Успенский, В. М. Соловьев // ИФЖ. – 1970. – Т. XVIII, № 3. – С. 459–466.

78. Успенский В. А. Исследование полей скоростей в вихревом пылеулавливающем аппарате / В. А. Успенский, В. М. Соловьев, В. С. Гурьев // ИФЖ. – 1971. – Т. XX, № 6. – С. 1078–1081.

79. Буяров А. И. Выбор гидродинамических режимов для сушки дисперсных материалов во встречных закрученных потоках : дис. ... канд. техн. наук / А. И. Буяров. – Москва, 1982. – 177 с.

80. Буяров А. И. Выбор гидродинамических режимов для сушки дисперсных материалов во встречных закрученных потоках : автореф. дис. ... канд. техн. наук / А. И. Буяров. – Москва, 1982. – 23 с.

81. Лукачевский Б. П. Исследование процесса сушки дисперсных тонкопористых материалов в аппаратах со встречными закрученными потоками : автореф. дис. ... канд. техн. наук / Б. П. Лукачевский. – Москва, 1978. – 23 с.

82. Исследование, разработка и внедрение многофункциональных аппаратов со встречными закрученными потоками / Б. С. Сажин, Л. И. Гудим и др. // Современные проблемы развития текстильной, легкой, химической промышленности, текстильного машиностроения и задачи подготовки инженерных кадров : межвузовский сборник. – М. : МТИ, 1979. – С. 204–210.

83. Попов И. А. Исследование гидродинамики в аппаратах со встречными закрученными потоками, предназначенных для сушки волокнообразующих материалов : автореф. дис. ... канд. техн. наук / И. А. Попов. – Москва, 1979. – 23 с.

84. Успенский В. А. Исследование аэродинамики вихревого пылеуловителя / В. А. Успенский, Ю. А. Кузнецов, В. И. Мондрок // АЭРОХИМ – 1 : материалы Всесоюзной конференции по аэродинамике химических аппаратов. Часть 3, секция 4–5. – Северодонецк, 1981. – С. 114–119.

85. Успенский В. А. Исследование вихревого турбулентного течения вязкой жидкости в цилиндрической области / В. А. Успенский, В. И. Мочалов, И. И. Иачовпый // АЭРОХИМ – 1 : материалы Всесоюзной конференции по аэродинамике химических аппаратов. Часть 3, секция 4–5. – Северодонецк, 1981. – С. 90–95.

86. Лойцянский Л. Г. Механика жидкости и газа / Л. Г. Лойцянский. – М. : Наука, 1978. – 736 с.

87. Сажин Б. С. Моделирование и исследование гидродинамики аппарата со встречными закрученными потоками / Б. С. Сажин, А. С. Белоусов, Т. Ю. Венуа // Создание и внедрение современных аппаратов с активными гидродинамическими режимами для текстильной промышленности и производства химических волокон : тезисы доклада 2-го Всесоюзного научно-технического совета. – М. : МТИ, 1981. – С. 11.

88. Численные методы исследования течения вязкой жидкости / А. Д. Госмен, В. М. Пан и др. – М. : Мир, 1972. – 324 с.

89. Стефанов Е. В. Вентиляция и кондиционирование воздуха / Е. В. Стефанов. – Л. : ВВИТКУ, 1970. – 108 с.
90. Ковалев И. А. О движении вихревого капельного потока в рабочей камере ВРПМА / И. А. Ковалев, В. И. Склабинский // Вісник ІАН. – 1998. – № 3–4. – С. 65–71.
91. Склабинский В. И. Брызгоунос в вихревых распыливающих противоточных массообменных аппаратах / В. И. Склабинский // Экотехнологии и ресурсосбережение. – 1998. – № 2. – С. 66–70.
92. Склабінський В. І. Вплив рідкої фази на гідравлічний опір вихрового розпилювального протитечійного масообмінного апарата / В. І. Склабінський // Хімічна промисловість України. – 1998. – № 5. – С. 33–36.
93. Склабинский В. И. Экспериментальное исследование массообменных характеристик ВРПМА / В. И. Склабинский // Вісник ІАН. – 1998. – № 3–4. – С. 60–65.
94. Романков П. Г. Теплообменные процессы химической технологии / П. Г. Романков, В. Ф. Фролов. – Л. : Химия, 1982. – 284 с.
95. Исследование и оптимизация конструкций контактных устройств массообменных аппаратов // Всесоюзный исследовательский и проектный институт нефтеперерабатывающей отрасли. – 1987. – 45 с.
96. Кочетков С. П. Расчет и интенсификация тепломассопередачи в промышленных аппаратах тарельчатого типа для концентрированной фосфорной кислоты / С. П. Кочетков, Е. П. Парфенов // Химическая технология. – 2003. – № 2. – С. 35–39.
97. Кафаров В. В. Основы массопередачи: Системы газ – жидкость, пар – жидкость, жидкость – жидкость / В. В. Кафаров. – [3-е изд, перераб. и доп.] – М. : Высшая школа, 1979. – 439 с.
98. Стабников В. Н. Расчет и конструирование контактных устройств ректификационных и абсорбционных аппаратов / В. Н. Стабников. – Киев : Техника, 1970.

99. Рамм В. М. Абсорбция газов / В. М. Рамм. – М. : Химия, 1976. – 656 с.
100. Пути интенсификации процессов массопереноса в барботажных суспензионных колоннах (БСК) противоточного типа с перекрестноточными контактными элементами. Сообщение 1 / В. П. Шапорев, В. М. Титов, О. А. Лопухина, Ю. А. Иванов // Вестник ХГПУ. – 1999. – Вып. № 33. – С. 3–12.
101. Пути интенсификации процессов массопереноса в барботажных суспензионных колоннах (БСК) противоточного типа с перекрестноточными контактными элементами. Сообщение 2 / В. П. Шапорев, В. М. Титов, О. А. Лопухина, Ю. А. Иванов // Вестник ХГПУ. – 1999. – Вып. № 33. – С. 13–19.
102. Кафаров В. В. / В. В. Кафаров, Ю. Г. Зелинский // ЖПХ. – 1963. – Т. 36, № 10. – С. 2210.
103. Кафаров В. В. / В. В. Кафаров // ЖПХ. – 1963. – Т. 36, № 10. – С. 2316.
104. Кафаров В. В. / В. В. Кафаров // ЖПХ. – 1958. – Т. 31, № 5. – С. 706.
105. Гухман А. А. Применение теории подобия к исследованию процессов тепло- и массообмена / А. А. Гухман. – М. : ВШ, 1967.
106. Структура турбулентного потока и механизм теплообмена в каналах / М. Х. Ибрагимов, В. И. Субботин, В. П. Бобков и др. – М. : Атомиздат, 1978, 296 с.
107. Frossling N. Uber die verdunstung fallender Tropfen / N. Frossling // Gerlands Beitr. Z. Geophys. – 1938. – Vol. 52. – P. 170–216.
108. Ranz W. E. Evaporation from drops. Part 2 / W. E. Ranz, W. R. Marshal // Chem. Eng. Progr. – 1952. – Vol. 48, № 4. – P. 173–180.
109. Савельев Н. И. Метод расчета эффективности массопереноса в прямоточно-вихревых контактных устройствах ректификационных и абсорбционных аппаратов / Н. И. Савельев, Н. А. Николаев, В. А. Малюсов // Теор. основы хим. технологии. – 1981. – Т. 15, № 5. – С. 643.

110. Шервуд Т. Массопередача / Т. Шервуд, Р. Пигфорд, Ч. Уилки. – М. : Химия, 1982. – 696 с.
111. Дытнерский Ю. И. / Ю. И. Дытнерский, Г. С. Борисов // Процессы химической технологии. Гидродинамика, тепло- и массопередача. – М. : Наука, 1965. – С. 25.
112. Малафеев Н. А. Исследование гидродинамики восходящего пленочного двухфазного потока в плоском канале / Н. А. Малафеев, В. А. Малюсов, И. В. Подгорная // Теор. основы хим. технологии. – 1976. – Т. 10, № 5. – С. 883–891.
113. Щербаков В. Н. Гидравлическое сопротивление при восходящем течении двухфазного дисперсно-кольцевого потока в цилиндрических каналах / В.Н. Щербаков, Н.А. Николаев // Изв. ВУЗов. Химия и хим. технология. – 1975. – Т. 18, № 9. – С. 1481–1484.
114. Петров В. И. Разработка, исследование и оптимизация вихревых контактных устройств для многоступенчатых абсорберов очистки отходящих газов : автореф. дис. на соискание уч. степени канд. техн. наук / В. И. Петров. – Казань : КХТИ им. С. М. Кирова, 1979.
115. Goto S. Mass transfer in packed beds with two-phase flow / S. Goto, J. Levee, J. M. Smith // Ind. Eng. Chem. Des. Dev. – 1975. – Vol. 14, № 4. – P. 473–478.
116. Fukushima S. Boundary of hydrodynamic flow region and gas-phase mass-transfer coefficient in packed column with cocurrent downward flow / S. Fukushima, K. Kusaka // Ibid. – 1978. – Vol. 11, № 3. – P. 241–244.
117. Turek F. Mass transfer in trickle bed reactors at low Reynolds number / F. Turek, R. Lange // Chem. Eng. Sci. – 1981. – Vol. 36, № 3. – P. 569–579.
118. Charpentier J. C. Recent progress in two-phase gas-liquid mass transfer in packed beds / J. C. Charpentier // Chem. Eng. J. – 1976. – Vol. 11. – P. 161–181.

119. Gianetto A. Absorption in packed tower with cocurrent downward high-velocity flow. II.: Mass transfer / A. Gianetto, V. Specchia, G. Baldi // *AIChE J.* – 1973. – Vol. 19, № 5. – P. 916–922.

120. Seirafi H. Mass transfer and absorption in liquid full and trickle beds/ H. Seirafi, J. M. Smith // *AIChE J.* – 1980. – Vol. 26, № 8. – P. 711–717.

121. Shede B. W. Mass transfer in packed columns; cocurrent operation / B. W. Shede, H. M. Sharma // *Chem. Eng. Sci.* – 1974. – Vol. 29, № 8. – P. 1763–1772.

122. Кириллов В. А. Реакторы с участием газа, жидкости и твердого катализатора / В. А. Кириллов. – Новосибирск : Издательство СО РАН, 1997. – 483 с.

123. Соломаха Г. П. / Г. П. Соломаха, А. Н. Плановский // *Хим. и технол. топлив и масел.* – 1962. – № 10. – С. 1.

124. Плановский А. Н. и др. // *Хим. и технол. топлив и масел.* – 1958. – № 3. – С. 30.

125. А. с. 593706 СССР, 1974. Вихревой распылительный аппарат / А. Ф. Махоткин, А. М. Шамсутдинов.

126. US pat. office № 2075344, 1937. Contact process and apparatus / C. J. Hawley.

127. А. с. 226551 СССР. Вихревая распылительная колонна / Р. Ш. Сафин. – 1968. – № 29. – С. 12.

128. Шамсутдинов А. М. Разработка и исследование вихревого абсорбера для очистки отходящих газов в процессах нитрации : автореф. дис. на соискание уч. степени канд. техн. наук / А. М. Шамсутдинов. – Казань : КХТИ им С. М. Кирова, 1978. – 150 с.

129. Булкин В. А. Разработка, методы расчета и внедрение вихревых аппаратов с объемными факелами орошения для очистки газоздушных потоков : автореф. дис. на соискание уч. степени д-ра техн. наук / В. А. Булкин. – Казань : КХТИ им. С. М. Кирова, 1988. – 460 с.

130. Махоткин А. Ф. Процессы и аппараты очистки отходящих газов производства нитроэфиров : дис. ... д-ра техн. наук / А. Ф. Махоткин. – Казань : КХТИ им. С. М. Кирова, 1990. – 451 с.

131. Позин М. Е. Теория хемосорбции / М. Е. Позин // ЖПХ. – 1948. – Т. XXI, № 3. – С. 218–226.

132. Newman A. B. The drying of porous solids: Diffusion calculations / A. B. Newman // Trans. Amer. Inst. Chem. Engrs. – 1931. – Vol. 27, № 10. – P. 203–220.

133. Kronig R. On the theory of extraction from falling droplets / R. Kronig, J. C. Brink // Appl. Sci. Res. – 1950. – Vol. A2, № 2. – P. 142–148.

134. Броунштейн Б. И. / Б. И. Броунштейн, Г. А. Фишбейн // Вопросы испарения, горения и газовой динамики дисперсных систем. – Одесса : ОГУ им. Мечникова, 1968. – С. 171–176.

135. Протодяконов И. О. Гидродинамика и массообмен в дисперсных системах жидкость – жидкость / И. О. Протодяконов, С. В. Ульянов. – Л. : Наука, 1986. – 272 с.

136. К расчету коэффициента массоотдачи в одиночной капле при ее падении в газовой среде / Ю. И. Дытнерский, А. Н. Плановский, В. А. Масюк, О. Г. Еремин // Теор. основы хим. технологии. – 1971. – Т. 6, № 3. – С. 460–463.

137. Исследование массообмена между каплями воды и газом в процессе абсорбции кислорода из воздуха / З. К. Маймеков, Н. А. Малофеев, В. А. Малюсов, И. В. Подгорная // Теор. основы хим. технологии. – 1983. – Т. 17, № 2. – С. 165–171.

138. Плит И. Г. О коэффициентах массоотдачи в процессах абсорбции газа каплями большого диаметра / И. Г. Плит // Изв. ВУЗов. Химия и хим. технология. – 1965. – № 3. – С. 491–498.

139. Higbie R. The rate of absorption of a pure gas into a still liquid during short periods of exposure / R. Higbie // Trans. Amer. Inst. Chem. Engng. – 1935. – Vol. 3L. – P. 365–389.

140. Расчет массоотдачи в полидисперсном потоке капель жидкости / С. Х. Абдульманов, Н. А. Николаев, В. С. Моряков, А. А. Овчинников // Изв. ВУЗов. Химия и хим. технология. – 1978. – Т. 21, № 10. – С. 1532.

141. Sherwood T. K. Absorption and Extraction / T. K. Sherwood, R. L. Pigford. – N.-Y. : McCrow – Hill Book Co., 1952.

142. Сергеев А. Д. Исследование гидродинамических закономерностей и массопередачи при восходящем пленочном течении жидкости : автореф. дис. ... канд. техн. наук. / А. Д. Сергеев. – Казань, 1972.

143. Мингалеева Г. Р. Массоперенос в слое жидкости на стенке аппарата прямоточно-вихревого типа / Г. Р. Мингалеева, А. Н. Николаев, Н. А. Николаев // Изв. ВУЗов. Химия и хим. технология. – 1999. – Т. 41, Вып. 1. – С. 64–66.

144. Очистка технологических газов / Т. А. Семенова, И. Л. Лейтес [и др.]. – М. : Химия, 1977. – 488 с.

145. Аксельрод Ю. В. / Ю. В. Аксельрод, В. В. Дильман, Л. А. Юдина // Теор. основы хим. технологии. – 1973. – Т. 7, № 3. – С. 320–327.

146. Зиятдинова Л. Р. Поглощение диоксида углерода из дымовых газов в полых вихревых аппаратах : дис. ... канд. техн. наук / Л. Р. Зиятдинова. – Казань, 2009. – 159 с.

147. Склабинский В. И. Влияние гидродинамических параметров газового потока на интенсивность внутренних циркуляционных токов в каплях жидкости в массообменной камере распыливающего противоточного аппарата / В. И. Склабинский, Н. А. Кочергин, Н. К. Аль Хайят Мохаммед // Вісник Сумського державного університету. Серія Технічні науки. – 2012. – № 2. – С. 29–35.

148. Склабинский В. И. Вихревые распыливающие противоточные массообменные аппараты. Интенсификация массообмена / В. И. Склабинский, Н. К. Аль Хайят Мохаммед // Хімічна промисловість України. – 2010. – № 6. – С. 11–14.

149. Хоблер Т. Массопередача и абсорбция / Т. Хоблер. – Л. : Химия, 1964. – 479 с.
150. Кафаров В. В. Принципы математического моделирования химико-технологических систем / В. В. Кафаров, В. Л. Перов, В. П. Мешалкин. – М. : Химия, 1974. – 344 с.
151. Защита атмосферы от промышленных загрязнений : справочник. – М. : Metallurg, 1988. – 760 с.
152. Плановский А. Н. Процессы и аппараты химической технологии / А. Н. Плановский, В. М. Рамм, С. З. Кагон. – М. : Госхимиздат, 1968.
153. Николаев Н. А. Исследование и расчет ректификационных и абсорбционных аппаратов вихревого типа : автореф. дис. на соискание уч. степени д-ра техн. наук / Н. А. Николаев. – Казань : КХТИ им. С. М. Кирова, 1974.
154. Цейтлин М. А. Системное исследование явлений массопередачи в процессах очистки и охлаждения газов и жидкостей содового производства : автореф. дис. на соискание уч. степени д-ра техн. наук / М. А. Цейтлин. – Харьков : ХГПУ, 2003.
155. Николаев Н. А. Конструирование ректификационных и абсорбционных аппаратов вихревого типа / Н. А. Николаев, Н. Н. Савельев // Машины и аппараты химической технологии. – Казань, 1974. – Вып. 2.
156. Овчинников А. А. Движение частиц в вихревом газовом потоке с большим градиентом скорости / А. А. Овчинников, Н. А. Николаев // ТохТ. – 1973. – № 5. – С. 792.
157. Успенский В. А. Теория, расчет и исследование вихревых аппаратов очистных сооружений : автореф. дис. ... д-ра техн. наук / В. А. Успенский. – М. : МИХМ, 1984. – 32 с.
158. Сафин Р. Ш. К вопросу использования вихревого эффекта в скоростных массообменных аппаратах / Р. Ш. Сафин, В. М. Лобанов // Труды КХТИ им. С. М. Кирова. – Казань, 1968. – Вып. 39. – С. 283–288.

159. А. с. 190345 СССР. Аппарат для взаимодействия газа с жидкостью / Н. М. Жаворонков, Н. А. Николаев. – Б. и. – 1969. – № 28. – С. 9.
160. А. с. 160156 СССР. Аппарат для взаимодействия газа с жидкостью / Е. Н. Константинов, А. М. Николаев. – Б. и. – 1964. – № 3. – С. 15.
161. А. с. 251529 СССР. Массообменный аппарат / А. Н. Николаев, В. В. Щукин, С. А. Мусташкин. – Б. и. – 1969. – № 28. – С. 9.
162. А. с. 1346209 СССР. Вихревой аппарат для очистки газов / А. Н. Николаев, Н. А. Николаев, В. А. Малюсов. – Б. и. – 1987. – № 39.
163. А. а. 389807 СССР. Вихревой аппарат для контактирования жидкости и газа / В. П. Чирцов, Ю. Ф. Артамонов, С. М. Юдин. – Б. и. – 1973. – № 30. – С. 18.
164. Интенсификация и повышение эффективности производства брома из природных рассолов. Научный отчет Алтайского политехнического института. ГР № 74, 06.941. – Барнаул, 1971. – 256 с.
165. Лобашев А. К. Разработка и исследование массообменных аппаратов с прямоточными контактными устройствами для некоторых процессов хлор-фторорганического производства : автореф. дис. на соискание уч. степени канд. техн. наук / А. К. Лобашев. – Казань, КХТИ им. С. М. Кирова, 1973. – 140 с.
166. Danckwerts P. V. *Ind. Eng. Chem.* – 1951. – Vol. 43, No 6. – P. 1460–1467.
167. Николаев Н. А. Исследования и расчет ректификационных и абсорбционных аппаратов вихревого типа : автореф. дис. ... д-ра техн. наук / Н. А. Николаев ; [КХТИ]. – Казань, 1974.
168. Gilliland E. R., Sherwood T. K. // *Ind. Eng. Chem.* – 1934. – Vol. 26, No 5. – P. 516–523.
169. Uchida S., Fujita S. J. // *Soc. Chem. Ind. (Japan)*. – 1936. – Vol. 39, No 11. – P. 432B–441B ; 1937. – Vol. 40, No 7. – P. 238B–244B ; 1938. – Vol. 41, No 9. – P. 275B–288B.

170. Антонов Ю. Е. Исследование межфазной поверхности в вихревой распылительной колонне / Ю. Е. Антонов, Р. Ш. Сафин, В. Н. Реут // Теоретические основы химической технологии. – 1975. – Т. 9, № 1. – С. 140–142.
171. Nikita H., Kataoka T., Nakanishi K. Kagaku Kogaku. – 1960. – Vol. 24, No 1. – P. 2–8.
172. Турхан Э. Я. // Журнал прикладной химии. – 1948. – № 9. – С. 929.
173. Амелин А. Г. Теоретические основы образования тумана при конденсации пара / А. Г. Амелин. – М. : Химия, 1966. – 294 с.
174. Определение концентрации и размера частиц тумана азотной кислоты : метод. указания / сост.: А. Ф. Махоткин, И. Н. Хапугин, А. Ф. Поздеева. – Казань : Казан. гос. технол. ун-т, 2001. – 8 с.
175. Павлов К. Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учебное пособие для вузов / К. Ф. Павлов, П. Г. Романков, А. А. Носков ; под ред. член.-корр. АН СССР П. Г. Романкова. – 9-е изд., перераб. и доп. – Л. : Химия, 1981. – 560 с.
176. Александров И. А. Массопередача в многокомпонентных системах / И. А. Александров. – М. : Химия, 1974.
177. Халитов Р. А. Основы сокращения газового выброса при концентрировании серной кислоты / Р. А. Халитов, В. И. Петров, А. Ф. Махоткин // Абсорбция газов : тезисы. докл. 3-го Всесоюз. совещ. – Таллинн, 1986.
178. Джонсон Н. Статистика и планирование эксперимента в технике и науке. Методы планирования эксперимента / Н. Джонсон, Ф. Лион ; пер. с англ. ; под ред. канд. техн. наук Э. К. Лецкого и д-ра техн. наук Е. В. Марковой. – М. : Мир, 1981. – 520 с.
179. Батунер Л. М. Математические методы в химической технике / Л. М. Батунер, М. Е. Позин ; под общ. ред. проф. М. Е. Позина. – [6-е изд., испр.]. – Л. : Химия, 1971. – 824 с.

180. Калинин Т. В. Статистическая обработка результатов эксперимента по методу регрессионного анализа / Т. В. Калинин, Е. С. Пахомова. – Харьков, 1975. – 45 с.

181. Шенк Х. Теория инженерного эксперимента / Х. Шенк ; пер. с англ. Е. Г. Коваленко ; под ред. чл.-корр. АН СССР Н. П. Бусленко. – М. : Мир, 1972. – 374 с.

182. Вознесенский В. А. Статистические методы планирования эксперимента в технико-экономических исследованиях / В. А. Вознесенский. – М. : Финансы и статистика, 1981. – 263 с.

183. Горский В. Г. Планирование промышленных экспериментов (модели статики) / В. Г. Горский, Ю. П. Адлер. – М. : Metallurgia, 1974. – 264 с.

184. Спиридонов А. А. Планирование эксперимента при исследовании технологических процессов / А. А. Спиридонов. – М. : Машиностроение, 1981. – 184 с.

185. Лурье Ю. Ю. Унифицированные методы анализа воды / Ю. Ю. Лурье. – М. : Химия, 1973. – 148 с.

186. Шапров М. Ф. Водоподготовка для промышленных и отопительных котельных / М. Ф. Шапров. – М. : Стандарт, 1976. – 112 с.

187. Мельников В. С. Исследование гидродинамической структуры потоков и эффективности массопередачи на барботажной тарелке : дис. ... канд. техн. наук / В. С. Мельников. – М., 1980. – 22 с.

188. Цзячжо Л. Высокоэффективные клапанные тарелки колонн / Л. Цзячжо, Ф. М. Хуторянский // Химическая техника. – 2004. – № 10. – С. 37–39.

189. Tomiyama A. A bubble tracing method and application to bubble-induced agitation of a temperature field / A. Tomiyama, Y. Makito, M. Perpar // MB IV. – 1997. – P. 229–239.

190. Чехов О. С. Массообмен и гидравлическое сопротивление колпачковых тарелок : автореф. дис. на соискание уч. степени канд. техн.

наук / О. С. Чехов. – М., 1959. – 19 с.

191. Склабинский В. И. Влияние градиента скоростей пара на интенсивность массообмена в аппаратах ВРПМА / В. И. Склабинский // Тезисы докладов Всесоюзной конференции по ректификации. – Северодонецк, 1991. – С. 171–172.

192. Рух потоку плаву (газу) в порожнині віброгранулятора та вихрового протитечійного массообмінного апарата / В. І. Склабінський, В. А. Осіпов, М. П. Каноненко, Д. М. Мохаммед Абдуллах // Хімічна промисловість України. – 2011. – № 1 (102). – С. 3–5.

193. Ал Хайят Мохаммед Н. К. Рекомендации по внедрению ВРПМА в нефтегазовую промышленность / Н. К. Ал Хайят Мохаммед, Д. М. Мохаммед Абдуллах // Міжнародна науково-технічна конференція «Проблеми та перспективи розвитку нафтогазового комплексу», м. Полтава, 8–9 вересня 2012 р. – Полтава, 2012. – С. 45–46.

194. Ал Хайят Мохаммед Н. К. Экспериментальное исследование массообменных характеристик вихревых распыливающих массообменных аппаратов / Н. К. Ал Хайят Мохаммед // Восточно-европейский журнал передовых технологий. – 2014. – № 4/7 (70). – С. 46–50.

195. Сравнительные эксплуатационные характеристики современных высокопроизводительных конструкций тарелок / Ю. К. Молоканов и др. // Всесоюзная конф. по теории и практ. ректификации. – Северодонецк, 1973. – Т. 2. – С. 65–68.

196. Методика оценки технико-экономической эффективности контактных массообменных устройств. – М. : НИИТЭХИМ, 1975. – 35 с.

197. Поверхность контакта фаз в закрученном газожидкостном слое / А. П. Бурдуков, Н. В. Воробьева, А. Р. Дорохов и др. // Теоретические основы химической технологии. – 1983. – Т. 17, № 1. – С. 121–124.

198. Аль Хайят Мохаммед Н. К. Массообменные характеристики вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата (ВРПМА) / Хайят Мохаммед Н. К. Аль, В. И. Склабинский // Сучасні

технології в промисловому виробництві : матеріали науково-технічної конференції викладачів, співробітників, аспірантів і студентів факультету технічних систем та енергоефективних технологій, Суми, 18–22 квітня 2011 року / ред. кол.: О. Г. Гусак, В. Г. Євтухов. – Суми : СумДУ, 2011. – Ч. 1. – С. 119.

199. Hasinger S. H. Experimental flow studies of the colloide core reactor concepr / S. H. Hasinger, B. N. Turman // *J. Spacecraft and Rock*. – 2002. – Vol. 9, № 9. – P. 723–724.

200. Мохаммед Абдуллах Д. М. Определение радиальных размеров рабочей камеры вихревого распыливающего противоточного массообменного аппарата / Д. М. Мохаммед Абдуллах, В. И. Склабинский // Збірник доповідей учасників чотирнадцятої Всеукраїнської науково-практичної конференції «Інноваційний потенціал української науки – XXI століття», м. Запоріжжя, 12–20 грудня 2011 р. – Запоріжжя, 2011. – С. 85–90.

201. Басаргин Б. Н. Сравнительная оценка эффективности инжектора с диспергированием жидкости в процессе ректификации / Б. Н. Басаргин, В. В. Власов // *Массообменные и теплообменные процессы хим. технологии : межвуз. сборник*. – Ярославль, 1976. – С. 13–23.

202. Ал Хайят Мохаммед Н. К. Санитарная очистка газовых выбросов от аммиака в производстве кальцинированной соды / Н. К. Ал Хайят Мохаммед, В. И. Склабинский // *Technology audit and production reserves*. – 2014. – № 6/1 (20). – P. 49–54.

203. Sklabinskyu V. I. The Characteristics of Vortex Spray Countercurrent Mass Exchang Device (vsmed) / V. I. Sklabinskyu, Abdullah Jalal Mohammed, Mohammed Nahdim Gasim // *Engineering & Technology Journal*. – 2011. – № 15, Vol. 29. – P. 3211–3223.

204. Отчет по теме № 33а–53. Подбор и испытание коррозиестойчивых материалов для аппаратов содового производства. – Харьков, 1953. – 66 с.

205. Ал Хайят Мохаммед Н. К. Экспериментальное определение характеристик вихревых распыливающих противоточных массообменных

аппаратов (ВРПМА) / Н. К. Ал Хайят Мохаммед, Д. М. Мохаммед Абдуллах, Н. Кочергин // Вісник Східноукраїнського національного університету імені Володимира Даля. – 2012. – № 15 (186), Ч. 2. – С. 90–93.

206. Махнин А. А. Абсорбционная очистка паровоздушных смесей от органических соединений / А. А. Махнин // Экология и промышленность России. – 2006. – № 2. – С. 4–7.

207. Николаев А. Н. Регенерация органических растворителей из газовых выбросов промышленных предприятий / А. Н. Николаев, Ю. Ф. Гортышов // Химическая промышленность. – 1998. – № 4. – С. 63–66.

208. Ежов П. В. Очистка промышленных газовых выбросов от паров легколетучих органических растворителей / П. В. Ежов, А. В. Дмитриев, Н. А. Николаев // Экология и промышленность России. – 2007. – № 10. – С. 8–9.

209. Лаптев С. А. Получение бикарбоната аммония на основе утилизации газовых выбросов азототуковых заводов / С. А. Лаптев, А. А. Овчинников, Н. А. Николаев // Хим. промышленность. – 1977. – № 1. – С. 42.

ПРИЛОЖЕНИЯ

Приложение А

Опросный лист для проектирования ВРПМА

Технические характеристики	Показатели
1. Производительность на входе, м ³ /ч, приведенная к н. у. (t = 0 °С, P = 0,1013 МПа), возможные отклонения, %	
2. Абсолютное давление, МПа	
3. Температура рабочая, °С, возможные отклонения, %	
4. Допустимое гидравлическое сопротивление аппарата, Па	
5. Наименование среды	
6. Компонентный состав газа, об./масс./мольн. доли	
7. Компонентный состав жидкости, об./масс./мольн. доли	
8. Показатель рН жидкости	
9. Содержание целевого компонента на входе в сепаратор, кмоль/кмоль, из расчета на производительность, приведенную к н. у. (t = 0 °С, P = 0,1013 МПа)	
10. Допускаемая концентрация целевого компонента в очищенном газе, кмоль/кмоль, рассчитанная на производительность, приведенную к н. у. (t = 0 °С, P = 0,1013 МПа)	
11. Плотность газа, кг/м ³ , приведенная к н. у. (t = 0 °С, P = 0,1013 МПа)	
12. Плотность жидкости, при рабочих условиях, кг/м ³ .	
13. Поверхностное натяжение жидкости, при рабочих условиях, мН/м	
14. Требуемый срок службы аппарата, лет	
15. Место расположения аппарата (в помещении, на открытой площадке)	
16. Характеристика среды: (категория взрывоопасности смеси по ГОСТ Р 51330.11-99, группа взрывоопасной смеси по ГОСТ Р 51330.5-99, класс взрывоопасной зоны по ГОСТ Р 51330.9-99, класс опасности по ГОСТ 12.1.007-76 (1999))	

Приложение Б

Блок-схема расчета процесса абсорбции в ВРПМА

Приложение В

Методика определения концентрации CO₂

Выставляют необходимые параметры расхода газа и жидкости на лабораторной установке. В течении 3–5 минут параметры по сечению аппарата стабилизируются, после чего отбирают пробы объемом 100 мл на входе и выходе аппарата.

Взятые пробы готовим к анализу следующим образом:

- отбираем пипеткой 10 мл из колбы и выливаем их в сосуд, использующийся для измерения;
- добавляем дистиллированной воды так, чтобы все 3 электрода были погружены в неё;
- включаем магнитную мешалку и добавляем NaOH, доводя pH среды до 9,1–9,2;
- получив необходимую кислотность среды, отмечаем количество кислоты в расходной емкости и нажимаем кнопку «ПУСК» на блоке титрования, вследствие чего в сосуд начинает поступать кислота HCl;
- постепенно pH уменьшается и, достигая значения 4,4, титрование останавливается;
- после остановки определяем количество использованной кислоты.

Концентрацию определяют согласно формуле

$$X = \frac{V_{HCl} \cdot C_{HCl}}{V_{np}},$$

где V_{HCl} – объем израсходованной кислоты в процессе титрования, мл;

C_{HCl} – концентрация кислоты; V_{np} – объем пробы, мл.

Оборудование установки для проведения титрования показано на рис. В.1.

Продолжение приложения В

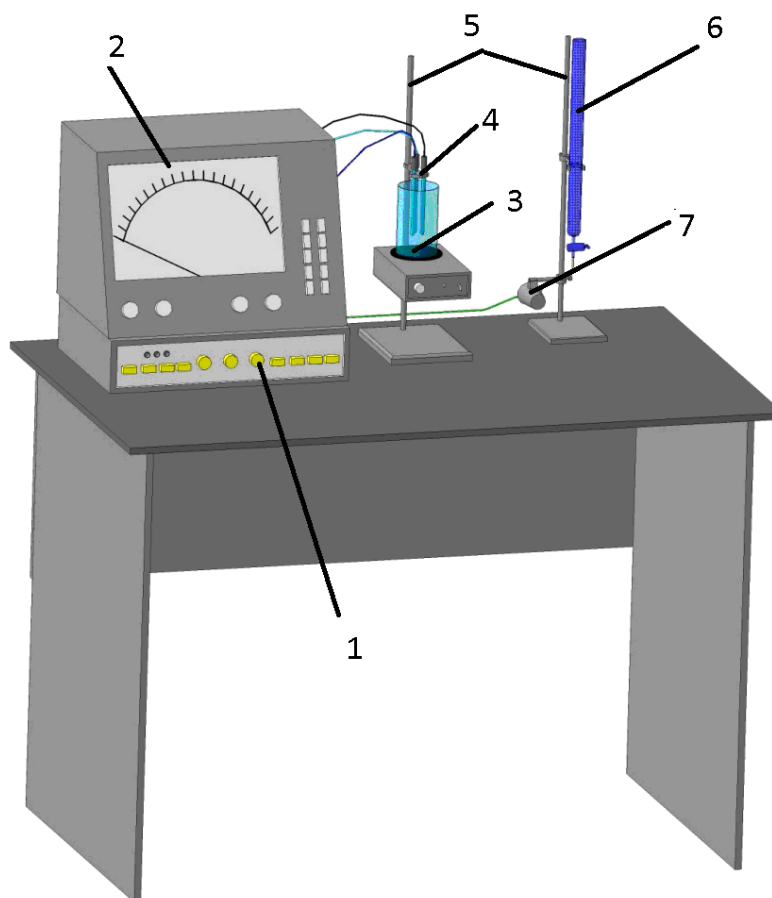



Рис. В.1. Схема установки для проведения титрования:
1 – блок автоматического титрования БАТ-15; 2 – универсальный иономер ЭВ-74; 3 – магнитная мешалка; 4 – набор электродов для определения рН среды; 5 – штатив; 6 – расходная емкость с краном двухпозиционным;
7 – электромагнитный клапан для дозирования кислоты

Приложение Г

<p>Republic Of Iraq Ministry Of Oil Petroleum R& D Center</p>	<p>بِسْمِ اللَّهِ الرَّحْمَنِ الرَّحِيمِ</p> 	<p>جمهورية العراق وزارة النفط مركز البحث والتطوير النفطي</p>
---	--	--

No.:- 718
Date:- 4.2.2013

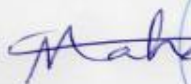

To: SUMY STATE UNIVERSITY

THESIS EVALUATION

Kindest Greetings and Compliments

After reviewing and evaluation of the thesis "The mass transfer characteristics of vortex spray countercurrent mass exchange devices (VSCMED)" that submitted from PhD degree student Mohammed Nadhim Qasim, we confirm the positive effect of this thesis related to the act application to oil industries, for example we can use this type of apparatus for the natural gas drying using TEG, DEG or for gas purificationetc.

Best regards.....

Dr. Kareem A. Alwan
PRDC manager
Maher B. Alwan

Address: Baghdad – Waziriyah – near petroleum institute
Prdc2004 @yahoo.com

بغداد / الوزيرية / قرب معهد النفط

ACT OF APPLICATION

Certificate of the results application of Mohammed Nadhim Qasim

Thesis "The mass transfer characteristics of vortex spray countercurrent mass exchange devices" and their manufacturing application at "PRDC,Iraq-Baghdad"

The present certificate ascertains the fact that the scientific results of Mohammed Nadhim Qasim thesis "The mass transfer characteristics of vortex spray countercurrent mass exchange devices" were implemented for estimation of mass-transfer coefficient and mass exchange area in VSCMED.

The results of mathematical modeling and physical simulation of testing version of VSCMED are of theoretical and practical value for updating and designing new vortex mass exchange devices used in chemical industry and other kinds of industry.

The engineering design procedure of mass exchange characteristics of VSCMED was worked out in the thesis. It allows to chose the best performance of the device while its starting and operation. The worked out mathematical apparatus allows device reconfiguration in the case of device nomenclature alteration without expensive design changes.

The suggested results can be used for the design of industrial mass exchange device of vortex type.

The usage of research results increases the operating efficiency of mass exchange devices used in different kinds of industry.


Dr.Kareem A.Alwan
PRDC.Manager

Maher B. Antwan
23-4-2012



Продолжение приложения Г

ЗАТВЕРДЖУЮ

Перший заступник директора –
 Головний інженер ДУ «НІОХІМ»
 Кузенко Ю.М.



АКТ

використання результатів дисертаційної роботи
**«МАСООБМЕННЫЕ ХАРАКТЕРИСТИКИ ВИХРЕВЫХ
 ПРОТИВОТОЧНЫХ АППАРАТОВ»**
 аспіранта Аль Хайят Мохаммед Надим Касим

Ми, що нижче підписалися: від Сумського державного університету: аспірант Аль Хайят Мохаммед Надим Касим, завідуючий кафедрою процесів та обладнання хімічних і нафтопереробних виробництв д.т.н., проф. Склабінський В.І., від ДУ «НІОХІМ»: начальник науково-технічного відділу д.т.н., проф. Панасенко В.О., головний фахівець монтажно-технологічного відділу Штепка Л.Г. підтверджуємо, що результати дисертаційної роботи Аль Хайят Мохаммед Надим Касима передані для використання в ДУ «НІОХІМ» під час розробки вихідних даних на проектування та техніко-комерційних пропозицій щодо застосування вихрових розпилюючих протитечійних масообмінних апаратів (ВРПМА) у виробництві кальцинованої соди в якості абсорберів технологічних рідин, зокрема.

1. Результати дослідження процесів масопереносу у ВРПМА та узагальнення експериментальних даних.
2. Режимно-технологічні параметри роботи вихрових розпилюючих протитечійних масообмінних апаратів.
3. Опис принципової схеми установок.

Отримані Аль Хайят Мохаммед Надим Касимом залежності дають змогу розраховувати масообмінні характеристики ВРПМА та визначити конструктивні параметри вихрового апарату. Розроблений апарат має найменший серед аналогів унос рідини, що дозволить ефективно

Продолжение приложения Г

використовувати його у якості промивача газу колон (ПГКЛ-I або ПГКЛ - II). Ефективність вихрового апарату під час абсорбції аміаку досягає 99,9 %. Абсорбція CO₂ в ПГКЛ-II дозволяє без застосування додаткових апаратів збільшити обсяг виробництва соди на 1-2%. Використання запропонованого способу інтенсифікації роботи ПГКЛ-II частково вирішуються екологічні проблеми содового виробництва та забезпечується значний економічний ефект за рахунок ресурсо - та енергозбереження.

Від ДУ «НІОХІМ»:

Начальник науково-технічного
відділу, д.т.н., проф.



В. О. Панасенко

Головний фахівець
монтажно-технологічного відділу



Л.Г. Штепка

Від Сумського державного
університету:
Аспірант



Аль Хайят
Мохаммед Надим
Касим

Зав. кафедрою процесів та
обладнання хімічних і нафто-
переробних виробництв,
д.т.н., проф.



В.І. Склабінський